

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: DESENVOLVIMENTO DE
PROCESSOS QUÍMICOS

INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE SISTEMAS DE
EVAPORAÇÃO LOCALIZADOS ABAIXO DO PONTO
PINCH

AUTOR: Max Franco

ORIENTADOR: Prof^a Dr^a Maria Regina Wolf Maciel

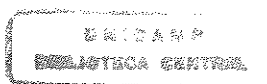
CO-ORIENTADOR: Prof. Dr. Denis Libert Westphalen

Dissertação de Mestrado apresentada à
Faculdade de Engenharia Química como parte
dos requisitos exigidos para a obtenção do
título de Mestre em Engenharia Química

Campinas – São Paulo

Julho / 2001

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE



2002.2.3704

UNIDADE 30
 N.º CHAMADA:
T/ UNICAMP
F848i
 V. Ex
 TOMBO BC/ 46766
 PROC. 16- 892/01
 C ☐ D ☒ X
 PREÇO R\$ 11,00
 DATA 27/10/01
 N.º CPD

CM00161037-4

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
 BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA - BAE - UNICAMP

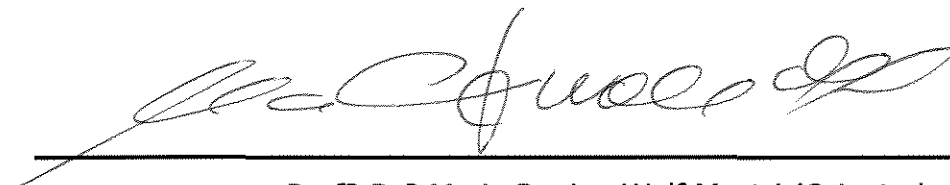
F848i Franco, Max
 Integração energética de sistemas de evaporação localizados
 abaixo do ponto pinch / Max Franco. --Campinas, SP: [s.n.],
 2001.

Orientadores: Maria Regina Wolf Maciel, Denis Libert Westphalen.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas,
 Faculdade de Engenharia Química.

1. Evaporadores – Simulação (Computadores). 2. Programação
 orientada a objetos (Computação). 3. Energia - Consumo. I.
 Maciel, Maria Regina Wolf. II. Westphalen, Denis Libert. III.
 Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia
 Química. IV. Título.

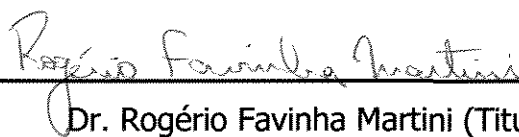
Dissertação de Mestrado defendida por Max Franco e aprovada em 30 de julho de 2001 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Profª Drª Maria Regina Wolf Maciel (Orientador)



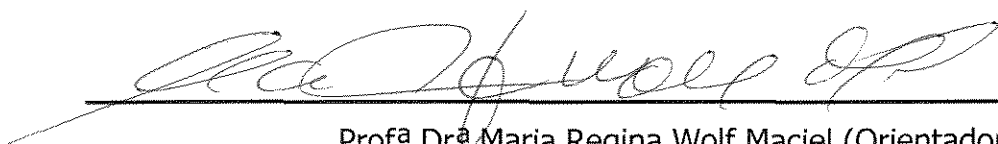
Prof. Dr. Roger Josef Zemp (Titular)



Dr. Rogério Favinha Martini (Titular)

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química.

A handwritten signature in dark ink, appearing to read 'Maria Regina Wolf Maciel', is written over a solid horizontal line.

Profª Dra Maria Regina Wolf Maciel (Orientador)

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a Paulo Franco, meu pai, que vive cada dia de sua vida em função de seus filhos, criando-os da melhor maneira possível, mesmo sob tantas adversidades. Sua dedicação conosco certamente foi a minha maior inspiração na execução de cada objetivo proposto.

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

AGRADECIMENTOS

A meus pais Paulo e Aparecida, a minha quase mãe Vera e a meus irmãos Alex, Erich e Julia, por toda a base familiar, feita de muito carinho e compreensão, sem a qual não teria condições de concluir este trabalho.

A minha orientadora, Prof^a Maria Regina, a qual posso considerar uma mãe, por toda a compreensão de meus problemas, além de toda a força, garra e bom humor, tão característicos seus.

Ao meu co-orientador, Prof. Denis, pela disponibilidade praticamente infinita, tanto para as pendências em função do trabalho, quanto pela grande amizade e proximidade que mostrou nestes dois anos de convivência.

Ao prof. Waldir Bizzo, que se mostrou sempre bastante disponível para dúvidas, conversas e conselhos, se revelando um grande colaborador deste trabalho.

À Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo (FAPESP), pela concessão da bolsa, referente ao processo nº 99/02739-4, sem a qual não teria condições de desenvolver este trabalho.

A meus praticamente irmãos Ricardo e Lianne, pelo grande carinho, amizade e cumplicidade em todos momentos em que precisei ou não; e também por me cederem suas famílias (D. Cleuza, Daniela e Francisco – Lisete, Ana e Gustavo), fazendo sempre com que me sentisse parte delas.

À Traudi, por todo seu amor, companheirismo, compreensão, paciência e dedicação, que me fizeram viver momentos tão felizes, e que tanto me ajudaram a superar todos os obstáculos que tive.

Ao Caio, meu grande amigo de adolescência, pela ótima surpresa de nosso reencontro, depois de tantos anos de distância.

Ao Geraldo, meu grande amigo de ótimas conversas e boa companhia, que sempre se mostra tão próximo, apesar da considerável distância que nos separa.

Ao Júlio, por todos os ótimos momentos que já vivemos juntos, e também por todas as dificuldades já vencidas por muita amizade e cumplicidade.

Ao meu novo grande amigo José Wilson, por todo o seu respeito, amizade, cumplicidade e proximidade que me mostrou nos últimos tempos, além da ótima companhia em situações diversas.

Ao Érico e Fernando (Volta), pela amizade infindável desde a graduação, que certamente se estenderá para sempre, devido à proximidade que fazem questão de manter.

Aos meus amigos de graduação, que nunca sairão de meus pensamentos: Bruno, Rogers, Bel, Cintia, Kátia, Dani Paiva, Kelerson, Penélope, Denise, Eduardo (GP), Juliana, Liliana, Neto, Renatão, Paula, Cynthia; além dos especiais integrantes da escória: Milton, Tati, Dani Desireé, Eric, Andréa, João Paulo, Fabi e Fábio América.

Aos meus amigos de Laboratório Coral em Itajubá, tão especiais: Milena, Regina, Maria e Daniel.

Às minhas amigas mais próximas, pelo carinho: Camile, Ellen, Gina, Bella e Lara.

Aos meus amigos de turma de mestrado, do Laboratório de Desenvolvimento de Processos de Separação (LDPS) e do Laboratório de Otimização de Processos e Controle Avançado (LOPCA), por toda a disposição e amizade: Patrícia, Layse, Lucilene, Edwin, Édler, Rubens e Rogério.

Aos amigos de Quarteto, Léo e Sidou, pelo prazer de termos cantado juntos.

Aos amigos que fiz no Coral Gilberto Mendes, que nunca me esquecerei: Célia, Cláudia, Cleide, Karina, Evangeline, Elisa, Alessandra, Teca e Pablo, Ângela, Martina, Márcio Cyrillo, Ivaldo, Eliel, Luís Gregório, Vitor e Fernando Morato.

Ao Madrigal Cais do Canto, em especial a sua regente e minha grande amiga de hoje Christina Bottura, além da Liana, Noêmia, André Dantas e Suzart, entre outros.

Ao Madrigal In Casa, grupo que me recebeu tão bem e que tem me dado tantas alegrias, especialmente sua regente Bia e seu "braço direito" Nelson, além dos especiais Juliana, Luciana, Carlos (Guto), Nonô e Fátima, Davina, Mill, Cris, Jorge, Alê, Dallas, Sidney, seu Sílvio, Ieda, Ivone, Mônica, Eliane, Fábio, Marquinhos, entre outros.

RESUMO

A evaporação é uma das operações unitárias mais utilizadas na indústria química. A concentração de muitos produtos é feita de forma simples através do uso de evaporadores como, por exemplo, nas indústrias de alimentos, bebidas, tintas e farmacêuticos.

Conhecidos como grandes consumidores de energia térmica, os evaporadores têm sido estudados nos últimos anos com o objetivo de redução no consumo de energia. Algumas técnicas, como a evaporação em múltiplos efeitos e o aproveitamento de condensados podem trazer bons resultados, quando se analisa apenas esta operação unitária, isolada do processo. No entanto, melhores resultados podem ser obtidos quando evaporadores não são estudados isoladamente, e sim como parte de um processo.

A Análise Pinch constitui um conjunto de ferramentas que auxiliam na otimização de um processo como um todo. Consiste resumidamente na divisão do processo em duas partes independentes, do ponto de vista do balanço de energia. A região com temperaturas acima do ponto pinch apenas consome utilidade do tipo quente, enquanto que a região abaixo do ponto pinch somente consome utilidade fria.

Uma metodologia para a integração energética de sistemas de evaporação localizados acima do ponto pinch já foi proposta anteriormente, através da otimização de correntes de extração de vapor. Este trabalho tem por objetivo a complementação desta metodologia. É proposta neste trabalho a integração de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch do processo, através do uso de trocadores de calor intermediários. Esta metodologia foi implementada na forma de um programa de computador baseado na programação orientada por objetos e no uso de listas de conexões.

São apresentados casos de estudo, que mostram a possibilidade de economia considerável de utilidades quentes e frias, em função das temperaturas de operação dos efeitos do sistema de evaporação e da localização do ponto pinch do processo. Pode-se concluir então, que a integração energética de sistemas de evaporação conforme proposta neste trabalho de tese, é uma alternativa viável de economia de energia.

ABSTRACT

Evaporation is one of the most used unit operations at chemical industries. The concentration of many products is easily carried out through the use of evaporators. Some examples can be found in food, drink, paint and pharmaceutical industries.

As a great heat consumer, evaporators have been studied with the objective of reducing their energy consumption. Some techniques, like multiple-effect evaporation and utilization of condensates can bring good results, when this unit operation is analyzed isolated from the process. On the other hand, better results can be obtained when evaporators are analyzed as a part of the whole process.

Pinch Analysis is a collection of tools that helps on the optimization of processes, integrating them. Summarily, it consists of the division of the process in two different parts, based on its energy balance. The region with temperatures above the pinch point just receives heat, from hot utilities, whereas the region with temperatures below the pinch point just gives heat, to cold utilities.

A methodology for the heat integration of evaporation systems with temperatures located above the pinch point was proposed previously. It is based on the optimization of bleed streams. The objective of this work is to complete this methodology, with the proposal of the heat integration of evaporation systems with temperatures located below the pinch point, based on the use of intermediate heat exchangers. This methodology was implemented in a computer program based on object-oriented-programming and the use of linked lists.

Some case studies were presented, showing a considerable reduction of the consumption of hot and cold utilities, as function of the effects' temperature of operation and the localization of the process pinch point. So, it can be concluded that the heat integration of evaporation systems, as proposed in this work, is a feasible alternative of energy saving.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 - Introdução	1
CAPÍTULO 2 - Objetivos do trabalho	3
CAPÍTULO 3 - Revisão bibliográfica	4
3.1 - Sistemas de evaporação	4
3.1.1 - Princípios e aplicações	4
3.1.2 - Equipamentos de evaporação.....	7
3.1.3 - Estratégias para redução no consumo de energia	12
3.2 - Análise pinch	21
3.2.1 - Princípios básicos	22
3.2.2 - Atuais linhas de pesquisa em análise pinch	27
3.3 - Integração energética de equipamentos de separação.....	32
3.3.1 - Características termodinâmicas de equipamentos de separação.....	32
3.3.2 - Posicionamento apropriado dos equipamentos de separação.....	34
3.3.3 - Utilização do diagrama de cascata	37
3.3.4 - Integração energética de evaporadores	38
CAPÍTULO 4 - Modelagem e simulação de sistemas de evaporação	41
4.1 - Ponteiros e estruturas de dados	42
4.2 - Programação orientada por objetos.....	44
4.3 - Representação computacional dos módulos de um evaporador	47
4.4 - Modelagem dos módulos de um evaporador	52
4.4.1 - Corrente de alimentação	52

4.4.2 -	Corrente de vapor de aquecimento	52
4.4.3 -	Corrente de produto	53
4.4.4 -	Corrente de extração de vapor	54
4.4.5 -	Efeito simples.....	54
4.4.6 -	Efeito com aquecimento externo	55
4.4.7 -	Trocador de calor intermediário.....	55
4.4.8 -	Compressor mecânico.....	56
4.4.9 -	Termocompressor.....	57
4.4.10 -	Tambor de expansão	58
4.4.11 -	Condensador.....	58
4.5 -	Simulador estático de sistemas de evaporação.....	59
4.6 -	Exemplo de simulação de sistema de evaporação.....	64

CAPÍTULO 5 - Integração energética de sistemas de evaporação66

5.1 -	Perfis de entalpia de sistemas de evaporação	66
5.1.1 -	Evaporação com único efeito.....	67
5.1.2 -	Evaporação em múltiplo efeito	70
5.1.3 -	Aproveitamento de condensados	72
5.1.4 -	Recompressão de vapor.....	73
5.1.5 -	Correntes de extração.....	74
5.1.6 -	Trocadores de calor intermediários	75
5.1.7 -	Exemplos de perfis de entalpia de evaporadores	76
5.2 -	Análise pinch de sistemas de evaporação.....	79
5.3 -	Otimização das cargas térmicas dos trocadores de calor intermediários	85
5.4 -	Otimização das correntes de extração de vapor.....	91
5.5 -	Sistemas de evaporação localizados em qualquer faixa de temperatura	95

CAPÍTULO 6 - Estudos de caso	100
6.1 - Fabricação de açúcar de beterraba.....	100
6.2 - Fabricação de açúcar de cana	111
6.3 - Comentários finais.....	121
CAPÍTULO 7 - Conclusões e sugestões	122
Bibliografia.....	124
Anexo.....	130

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Esquema típico de um evaporador simples.	6
Figura 3.2 - Tacho em batelada.	8
Figura 3.3 - Evaporadores com circulação natural com (a) calandria e (b) tubos verticais. .	9
Figura 3.4 - Evaporador com circulação forçada e tubos horizontais.	10
Figura 3.5 - Evaporadores de (a) filme descendente e (b) filme agitado.	11
Figura 3.6 - Evaporador de placas.	12
Figura 3.7 - Compromisso econômico na otimização do número de efeitos.	13
Figura 3.8 - Evaporador com três efeitos.	14
Figura 3.9 - Sistemas de evaporação nas configurações de alimentação: (a) frontal, (b) reversa e (c) mista.	15
Figura 3.10 - Evaporador com recompressão mecânica.	17
Figura 3.11 - Evaporador com termocompressão.	17
Figura 3.12 - Evaporador com tambor de expansão.	18
Figura 3.13 - Evaporador com aproveitamento do "segundo" condensado.	19
Figura 3.14 - Evaporador com correntes de extração de vapor ("bleed streams").	20
Figura 3.15 - Evaporador com trocadores de calor intermediários.	21
Figura 3.16 - Correntes de processo (a) sem integração térmica e (b) com integração térmica.	23
Figura 3.17 - Curvas compostas ("composite curves").	24
Figura 3.18 - Divisão do processo e regras da análise pinch.	25
Figura 3.19 - Diagrama de cascata com posicionamento de utilidades.	26
Figura 3.20 - Diagrama de cascata para colunas de destilação.	29
Figura 3.21 - Perfil temperatura – entalpia para uma coluna de destilação.	33

Figura 3.22 - Perfil temperatura – entalpia para um evaporador com único efeito.	34
Figura 3.23 - Perfil temperatura – entalpia para um evaporador múltiplo efeito.	34
Figura 3.24 - Equipamento de separação integrado através do ponto pinch.....	35
Figura 3.25 - Equipamentos de separação não localizados através do ponto pinch.	36
Figura 3.26 - Equipamento de separação integrado com o processo (a) acima do ponto pinch e (b) abaixo do ponto pinch. As linhas vermelhas e azuis representam as cargas térmicas recebidas e rejeitadas pelo separador.	37
Figura 3.27 - Projeto do evaporador com o auxílio do diagrama de cascata.	39
Figura 4.1 - Listas de Conexões Duplas.	43
Figura 4.2 - Estrutura de ponteiros da classe "module".	48
Figura 4.3 - Classes derivadas de "module".	49
Figura 4.4 - Descrição da topologia de evaporadores.	51
Figura 4.5 - Classes derivadas de "fluid".	53
Figura 4.6 - Tela do programa EVSIM.....	60
Figura 4.7 – Algoritmo para cálculo da vazão de vapor de aquecimento.	62
Figura 4.8 - Algoritmo para cálculo da composição de produto.....	63
Figura 5.1 - Perfil de entalpia de um evaporador com único efeito com temperatura da corrente de alimentação inferior à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito.	67
Figura 5.2 - Perfil de entalpia de um evaporador com único efeito com temperatura da corrente de alimentação superior à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito.	69
Figura 5.3 - Perfil de entalpia de um evaporador com único efeito com temperatura da corrente de alimentação igual à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito.	69
Figura 5.4 - Perfis de entalpia de evaporadores múltiplo efeito com configuração de alimentação (a) frontal, (b) reversa e (c) mista.	71
Figura 5.5 - Perfil de entalpia de um evaporador múltiplo efeito com diferentes diferenças de temperatura.	72
Figura 5.6 - Evaporador sem aproveitamento de condensados.....	73

Figura 5.7 - Evaporador com recompressão de vapor.	74
Figura 5.8 - Evaporador com extração de vapor.	75
Figura 5.9 - Evaporador com trocadores de calor intermediários.	76
Figura 5.10 - Evaporador com trocadores de calor intermediários.	76
Figura 5.11 - Perfil de entalpia para alimentação frontal.	77
Figura 5.12 - Perfil de entalpia para alimentação reversa.	77
Figura 5.13 - Perfil de temperatura para alimentação mista.	77
Figura 5.14 - Perfil de entalpia para o sistema de evaporação proposto com aproveitamento de condensados.	78
Figura 5.15 - Perfil de entalpia para o sistema de evaporação proposto com recompressão de parte do vapor vegetal.	78
Figura 5.16 - Perfil de entalpia para o sistema de evaporação proposto com correntes de extração de vapor.	79
Figura 5.17 - Perfil de entalpia para o sistema de evaporação proposto com trocadores de calor intermediários.	79
Figura 5.18 - Diagrama de posicionamento de evaporadores com (a) mesma diferença de temperatura no evaporador e no processo, (b) diferenças de temperatura no evaporador e no processo diferentes.	80
Figura 5.19 - Integração energética de sistemas de evaporação acima do ponto pinch.	81
Figura 5.20 - Diagrama de posicionamento de evaporadores para a integração energética através de correntes de extração.	81
Figura 5.21 - Integração energética de sistemas de evaporação abaixo do ponto pinch.	82
Figura 5.22 - Diagrama de posicionamento de evaporadores para a integração energética através de trocadores de calor intermediários.	83
Figura 5.23 - Integração energética de sistemas de evaporação acima e abaixo do ponto pinch.	84
Figura 5.24 - Diagrama de posicionamento de evaporadores para a integração energética através de correntes de extração de vapor e trocadores de calor intermediários.	84
Figura 5.25 - Integração energética impossível.	85
Figura 5.26 - Integração energética (a) fora do "envelope" e (b) dentro do "envelope".	87

Figura 5.27 - Integração energética que desconfigura a evaporação em múltiplo - efeito.	89
Figura 5.28 - Algoritmo para integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch através de trocadores de calor intermediários.	90
Figura 5.29 - Integração energética (a) fora do "envelope" e (b) dentro do envelope.....	92
Figura 5.30 – Integração energética que desconfigura a evaporação em múltiplo – efeito.	93
Figura 5.31 - Algoritmo para integração energética de sistemas de evaporação localizados acima do ponto pinch através de correntes de extração de vapor.....	94
Figura 5.32 - Algoritmo para integração energética de sistemas de evaporação.	97
Figura 5.33 - Curvas compostas do processo proposto.	98
Figura 5.34 - Diagrama de cascata do processo proposto.	98
Figura 5.35 - Diagrama de posicionamento para o evaporador proposto.....	99
Figura 5.36 - Integração energética entre o evaporador e o processo.	99
Figura 6.1 - Diagrama de blocos do processo de fabricação de açúcar de beterraba.....	101
Figura 6.2 - Curvas compostas do processo de fabricação de açúcar de beterraba.	103
Figura 6.3 - Diagrama de cascata do processo de fabricação de açúcar de beterraba....	103
Figura 6.4 - Evaporador de açúcar de beterraba.	104
Figura 6.5 - Diagrama de posicionamento de evaporadores para o evaporador sem a integração com o processo.	104
Figura 6.6 - Diagrama de posicionamento para o máximo de 2000 kg/h de vapor de extração por efeito.	104
Figura 6.7 - Diagrama de posicionamento para o máximo de 4000 kg/h de vapor de extração por efeito.	105
Figura 6.8 - Diagrama de posicionamento para o máximo de 9300 kg/h de vapor de extração por efeito.	105
Figura 6.9 - Curvas compostas para a integração energética através do método "Problem Table".	108
Figura 6.10 – Diagrama de cascata para a integração energética através do método "Problem Table".	108

Figura 6.11 - Diagrama de posicionamento do evaporador sem a integração com o processo.....	110
Figura 6.12 - Diagrama de posicionamento do evaporador com extração máxima de vapor de 5000 kg/h e carga térmica do trocador de 1000 kW.....	110
Figura 6.13 - Diagrama de posicionamento do evaporador com extração máxima de vapor de 5000 kg/h e carga térmica do trocador de calor de 2000 kW.....	110
Figura 6.14 - Diagrama de posicionamento do evaporador com extração máxima de vapor de 13282 kg/h e carga térmica do trocador de calor de 2903 kW.	110
Figura 6.15 - Curvas compostas do processo de fabricação de açúcar de cana.....	112
Figura 6.16 - Diagrama de cascata do processo de fabricação de açúcar de cana.	112
Figura 6.17 - Diagrama de posicionamento do evaporador para o processo de açúcar de cana sem a integração energética.	114
Figura 6.18 - Diagrama de posicionamento do evaporador para o processo de açúcar de cana com a integração energética dos efeitos acima do ponto pinch.	114
Figura 6.19 - Diagrama de posicionamento do evaporador com o quinto efeito localizado abaixo do ponto pinch sem integração energética.	116
Figura 6.20 - Sistema de evaporação proposto para integração energética.	117
Figura 6.21 - Diagrama de posicionamento do evaporador com o quinto efeito localizado abaixo do ponto pinch com integração energética.	117

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 - Custo unitário de utilidades.....	65
Tabela 4.2 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação proposto com alimentação frontal.	65
Tabela 5.1 - Dados do processo para exemplo de integração energética.	95
Tabela 5.2 - Comparação entre os consumos de utilidades do evaporador proposto integrado e não integrado com o processo.	99
Tabela 6.1 - Correntes frias do processo de fabricação de açúcar de beterraba.....	102
Tabela 6.2 - Correntes quentes do processo de fabricação de açúcar de beterraba.	102
Tabela 6.3 - Resultados da integração energética para o processo de fabricação de açúcar de beterraba.....	106
Tabela 6.4 – Inclusão dos efeitos de evaporação como correntes de processo.....	108
Tabela 6.5 - Resultados da integração energética para o processo com menores pressões de operação dos efeitos de evaporação.	109
Tabela 6.6 – Correntes do processo de fabricação de açúcar de cana.....	111
Tabela 6.7 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação de açúcar de cana e do processo sem integração energética.	113
Tabela 6.8 - Comparação entre os consumos de utilidades do evaporador de açúcar de cana integrado e não integrado com o processo.....	114
Tabela 6.9 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação de açúcar de cana e do processo com integração energética dos efeitos acima do ponto pinch...	115
Tabela 6.10 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação de açúcar de cana e do processo sem integração energética com o quinto efeito localizado abaixo do ponto pinch.....	116
Tabela 6.11 - Comparação entre os consumos de utilidades do evaporador de açúcar de cana com efeito localizado abaixo do ponto pinch integrado e não integrado com o processo.....	118
Tabela 6.12 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação de açúcar de cana e do processo com integração energética dos efeitos acima do ponto pinch...	118

Tabela 6.13 - Descrição da rede dos trocadores de calor para o sistema de evaporação integrado com o processo.....	119
--	-----

NOMENCLATURA

h_{in}	entalpia específica de entrada de líquido (kJ/kg)
h_{out}	entalpia específica de saída de líquido (kJ/kg)
h_v	entalpia específica de água como vapor saturado (kJ/kg)
h_{vout}^{ISO}	entalpia específica de saída de vapor na compressão isoentrópica (kJ/kg)
Q	carga térmica (kW)
Q_{Cmin}	meta de utilidade fria (kW)
Q_{ext}	carga térmica decorrente de extração de vapor (kW)
Q_{Hmin}	meta de utilidade quente (kW)
Q_{TC}	carga térmica decorrente de trocadores de calor intermediários (kW)
T^*	temperatura deslocada (°C)
T_c	temperatura da carga térmica rejeitada por um separador (°C)
TCI	trocador de calor intermediário
T_H	temperatura da carga térmica recebida por um separador (°C)
V_{in}	vazão de entrada de vapor (kg/h)
V_{jet}	vazão de vapor motriz (kg/h)
ΔT_{min}	diferença mínima de temperatura (°C)
η	eficiência de compressão isoentrópica

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO

A evaporação é uma das operações unitárias mais empregadas nos mais diversos campos das indústrias química e de processamento químico, com a finalidade de concentração de muitos produtos. Alguns exemplos da aplicação de sistemas de evaporação podem ser encontrados na fabricação de produtos alimentícios, compostos orgânicos e inorgânicos, papel e celulose, polímeros e fertilizantes.

A partir da década de 70, como consequência da grande crise do petróleo, a economia de energia passou a ser um item de grande importância para a sociedade em geral, em particular para o meio industrial. Neste cenário, uma nova ferramenta, denominada “Tecnologia Pinch” surgiu com o objetivo de se projetar redes de trocadores de calor mais eficientes do ponto de vista do consumo de energia (LINNHOFF et al., 1982). Desde então, seus princípios de integração energética em processos têm sido muito utilizados como estratégia no estabelecimento de metas de consumo mínimo de energia. Além de redes de trocadores, hoje em dia esta metodologia é utilizada também na análise de sistemas de destilação, bombas de calor, turbinas de co-geração, caldeiras, etc.

Nos últimos anos, a preocupação com a economia de energia tem crescido mundialmente, principalmente devido a problemas ambientais, decorrentes da queima de combustíveis fósseis. Na Conferência de Kyoto, ocorrida recentemente, foram impostas taxas máximas de emissão de gases, nas formas de CO_2 , SO_x e NO_x . Para que sejam respeitadas estas taxas, estratégias de redução no consumo de energia devem ser analisadas (ZHU e VAIDEESWARAN, 2000). Uma das estratégias estudadas é a substituição dos combustíveis fósseis por fontes renováveis, como a energia eólica, solar e principalmente a proveniente de biomassa – sua queima não afeta o balanço de CO_2 na atmosfera, não contribuindo para o efeito estufa.

Atualmente, no Brasil particularmente, a preocupação com a economia de energia tem tomado grandes proporções. Devido a uma estratégia equivocada de planejamento energético executada pelo governo nos últimos anos, uma grande crise no fornecimento

de energia atinge grande parte do país. Todos os setores da sociedade estão sendo obrigados a economizar energia elétrica (BENJAMIN, 2001).

Algumas alternativas para a geração de energia estão sendo estudadas, como por exemplo, a instalação de usinas termoelétricas. Outras alternativas que devem ser consideradas são a utilização de álcool etílico como combustível (CARVALHO, 2001), ou o maior aproveitamento dos potenciais de geração de energia elétrica em usinas de açúcar e álcool (GOMEZ, 1996).

O Brasil produz cerca de 12,4 milhões de toneladas de açúcar e 12 bilhões de litros de álcool por ano, movimentando até 10 bilhões de reais por ano (COPERSUCAR, 1993). Considerando que a energia consumida em usinas de açúcar e álcool é proveniente da queima de praticamente a totalidade do bagaço de cana resultante da extração do caldo da cana, e que aproximadamente 70% da energia térmica produzida nas usinas são gastos no processo de evaporação de açúcar, pode-se imaginar que o montante gasto com essa operação seja muito grande. Por isso, a economia de energia nessa parte do processo é muito importante, o que justifica seu estudo.

A economia de energia térmica em usinas de açúcar e álcool pode ser traduzida em economia de bagaço de cana, podendo ser utilizado na geração de energia elétrica, gerando um excedente que pode ser comercializado com as distribuidoras.

Os evaporadores têm sido estudados com o objetivo de redução no consumo de energia. Algumas técnicas, como a evaporação em múltiplos efeitos e o aproveitamento de condensados podem trazer bons resultados, quando se analisa apenas essa operação unitária, isolada do processo. No entanto, melhores resultados podem ser obtidos na redução do consumo de energia quando evaporadores não são estudados isoladamente, e sim como parte de um processo.

Neste contexto se insere este trabalho de tese, que consiste na proposta de uma nova metodologia para a redução no consumo de energia em sistemas de evaporação, através da utilização das ferramentas de integração energética.

CAPÍTULO 2 - OBJETIVOS DO TRABALHO

Os principais objetivos deste trabalho de tese são:

- concepção de uma representação gráfica tipo temperatura – entalpia para a integração energética de sistemas de evaporação por meio de trocadores de calor intermediários;
- desenvolvimento de uma metodologia para a integração energética de sistemas de evaporação com temperaturas localizadas abaixo do ponto pinch do processo no qual este sistema se encontra inserido;
- implementação da metodologia desenvolvida em um programa de computador utilizando ferramentas de programação orientada por objetos, através da linguagem C++;
- aplicação da metodologia desenvolvida comparando metas de energia obtidas neste trabalho com resultados já publicados;
- projeto da rede de trocadores de calor resultante da integração energética do evaporador e o processo;
- proposta de sugestões de pesquisa adicionais na área de integração energética e otimização de sistemas de evaporação.

CAPÍTULO 3 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Visando o estudo sobre a integração energética de sistemas de evaporação, é apresentada neste capítulo uma revisão sobre assuntos relevantes ao tema. Primeiramente, são discutidos os evaporadores, detalhando seus princípios de operação, diferentes tipos, além de algumas estratégias utilizadas com o intuito de se reduzir seu consumo de energia. Em seguida, é discutida a Análise Pinch, seus princípios e bases termodinâmicas, suas atuais aplicações, tanto em sistemas de separação quanto em outros equipamentos.

3.1 - Sistemas de evaporação

3.1.1 - Princípios e aplicações

A evaporação é uma operação unitária que tem como objetivo o aumento da concentração de um soluto não volátil em um soluto volátil, normalmente água (McCABE, 1985). O princípio deste aumento de concentração é a ebulição seguida de evaporação do solvente através do emprego de calor. A fonte de calor é sempre indireta, ou seja, não há contato direto entre o fluido de aquecimento e a solução sendo concentrada. O meio de aquecimento mais encontrado nas indústrias de processos químicos é o vapor saturado, proveniente de caldeiras.

A operação unitária evaporação se difere da cristalização no seu objetivo, que é de evaporar um solvente de uma solução, de preferência para a formação de um produto cristalino, ou para promover o crescimento do cristal. A diferença entre os dois processos praticamente desaparece quando o produto da evaporação é uma suspensão de cristais em um líquido saturado, como na evaporação de salmoura para produzir sal comum. Por

outro lado, na maioria dos processos de evaporação, o produto é um líquido denso, que pode ou não estar saturado sob as condições de operação do equipamento.

Os sistemas de evaporação são encontrados nos mais diversos tipos de indústrias químicas, como na fabricação de hidróxido de sódio, solventes orgânicos e fertilizantes. Podem também ser utilizados nas chamadas indústrias de processos químicos, ou seja, as indústrias que utilizam os mesmos processos das indústrias químicas, mas não têm como produto final um produto químico. Dentro desta categoria, pode-se encontrar evaporadores na fabricação de papel e celulose, produtos farmacêuticos, alimentos e bebidas, etc.

Dentro das aplicações acima, destaca-se a indústria de alimentos, onde a operação de evaporação é encontrada em uma grande diversidade de aplicações, tais como: laticínios (leite condensado e leite evaporado), sucos de frutas concentrados, gelatina, xarope de glicose, amidos comuns, modificados ou parcialmente hidrolisados (provenientes de milho, mandioca, batata, arroz, etc.), extrato de carne, concentrados de tomate, geléias, café solúvel, açúcar, etc.

A necessidade de se concentrar uma solução muitas vezes está associada à necessidade de se reduzir custos de transporte e armazenamento de um determinado produto. Hidróxido de sódio, por exemplo, é transportado em sua forma anidra até o seu destino, onde é diluído para sua utilização. Entretanto, na indústria de alimentos, a concentração de um produto também é justificada pelo aumento de sua conservação. A remoção parcial de água de um produto alimentício acarreta a redução de sua atividade de água, o que representa um meio inóspito para o desenvolvimento de microrganismos responsáveis pela deterioração do alimento. Normalmente, também, a operação de evaporação é associada à pasteurização do alimento, isto é, na redução da carga microbiana pelo uso do calor.

A evaporação, dentro da indústria de alimentos, também está fortemente relacionada com a qualidade do alimento (FELLOWS, 1988). Desta forma, os sistemas de evaporação devem ser cuidadosamente projetados para evitar a ocorrência de efeitos indesejáveis, que possam comprometer a qualidade desejada. As estratégias normalmente empregadas são a utilização de vácuo (para que a ebulição da água se dê em temperaturas menos prejudiciais ao alimento) e uso de equipamentos que permitam um

pequeno tempo de residência (para minimizar o tempo no qual o alimento se encontra em temperaturas danosas). A degradação de alimentos devido ao emprego de altas temperaturas também pode causar a formação de depósitos no interior dos equipamentos de evaporação, que acabam dificultando a transferência de calor e favorecendo a contaminação do produto devido ao acúmulo de microrganismos.

Com grande frequência são encontrados os termos “vapor vivo” e “vapor vegetal” para designar, respectivamente, o vapor de aquecimento e o vapor d’água resultante da evaporação. A figura 3.1 apresenta o esquema típico de um evaporador.

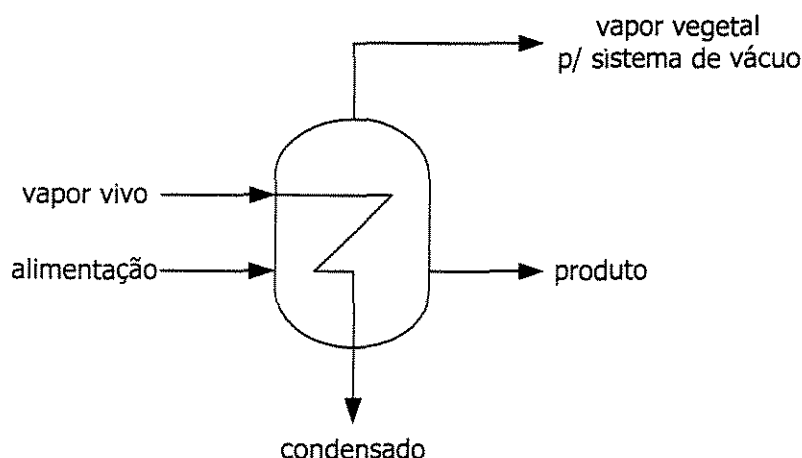


Figura 3.1 - Esquema típico de um evaporador simples.

Devido ao alto valor do calor latente de vaporização da água, os evaporadores são equipamentos de utilização intensa de energia térmica. O contínuo desafio de se reduzir custos em qualquer indústria faz com que sistemas de evaporação tenham uma atenção especial em estudos de economia de energia. Este trabalho pretende trazer contribuições significativas sobre este tema.

3.1.2 - Equipamentos de evaporação

Todo equipamento de evaporação consiste em uma superfície de aquecimento para a transferência de calor de um meio de aquecimento para o fluido de processo, e um meio que efetivamente separe o “vapor vegetal” do líquido concentrado. O que distingue um tipo de evaporador de outro é como a separação entre o líquido e o vapor é feita. Diversas bibliografias (McCABE, et al., 1985; MEHRA, 1986) apresentam os principais tipos de equipamentos de evaporação, os quais são resumidamente descritos nesta seção.

a) Evaporadores solares:

Certamente é uma das formas mais antigas de evaporação conhecidas e utilizadas até hoje para a produção de sal. Esta operação consiste em uma série de lagoas nas quais a água do mar é concentrada utilizando energia solar como forma de aquecimento. Depende de condições meteorológicas e raramente são utilizados em processos industriais.

b) Tachos em batelada:

Atualmente utilizado na fabricação de geléias e doces. Normalmente o aquecimento é feito com vapor através de uma camisa de aquecimento (figura 3.2).

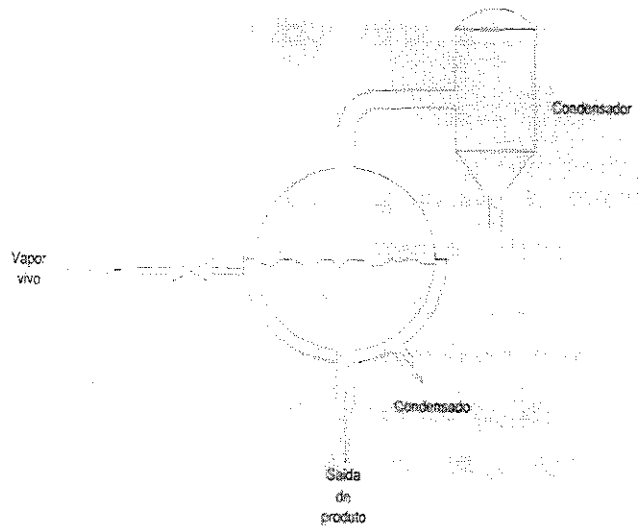


Figura 3.2 - Tacho em batelada.

c) Evaporadores com circulação natural:

Diversas geometrias podem ser construídas no princípio de circulação natural. Os evaporadores do tipo calandria (figura 3.3a) são largamente utilizados em usinas de açúcar. Nesta geometria o líquido circula através de um banco de tubos aquecidos com vapor. A força motriz que provoca o escoamento do líquido é a diferença de densidades entre o líquido que circula pela abertura central da calandria e a mistura bifásica que escoar dentro dos tubos. A separação do "vapor vegetal" e do líquido é efetuada no mesmo vaso onde há o contato com o meio de aquecimento. Estes equipamentos são relativamente baratos, de simples limpeza, porém, não devem ser utilizados para fluidos termosensíveis, devido ao alto valor inerente de tempo de residência.

Diferentemente dos aparatos com calandria, nos evaporadores com recirculação em tubos verticais (figura 3.3b) essa separação é feita em um vaso de separação. Também são encontrados com grande frequência em diversos tipos de indústrias. Pelo fato destes equipamentos dependerem das diferenças de densidades para ocorrer o escoamento, estes não podem ser submetidos a grandes variações de capacidade.

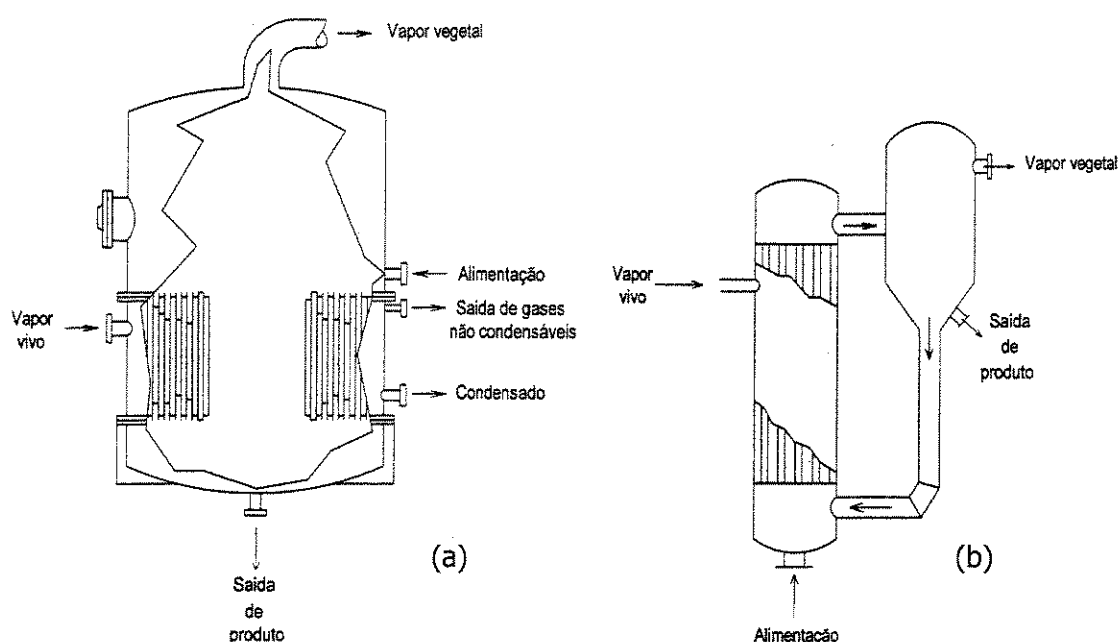


Figura 3.3 - Evaporadores com circulação natural com (a) calandria e (b) tubos verticais.

d) Evaporadores com circulação forçada:

A circulação do líquido pelos tubos de aquecimento é obtida através do uso de bombas. Desta forma, são indicados para aplicações onde a alta viscosidade da solução não permite a operação com circulação natural. Altas velocidades de escoamento podem ser obtidas resultando em altos coeficientes de transferência de calor e pequenas áreas de troca térmica. Diversas geometrias podem ser concebidas, e a figura 3.4 apresenta um evaporador com circulação forçada com tubos horizontais.

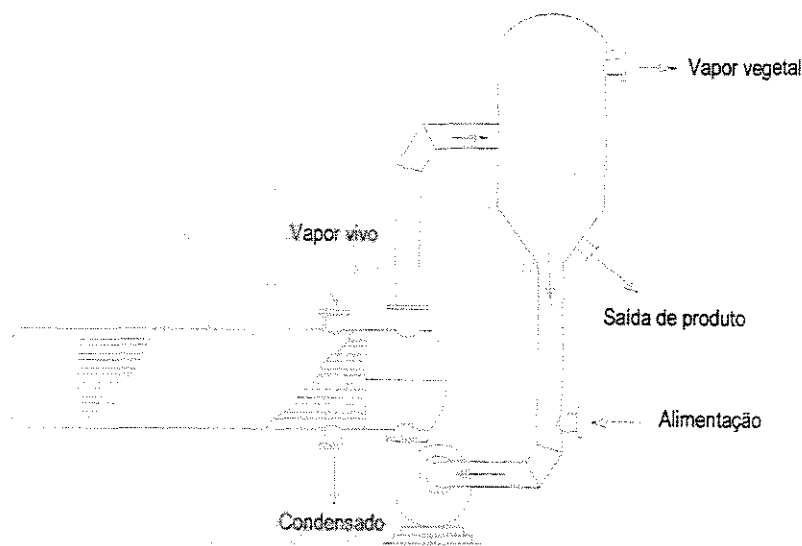


Figura 3.4 - Evaporador com circulação forçada e tubos horizontais.

e) Evaporadores de filme descendente:

São largamente utilizados na indústria de alimentos, onde se procura baixos tempos de residência com o objetivo de minimizar danos ao produto. Nesta configuração (figura 3.5a), vapor condensa na superfície externa de tubos verticais. O líquido no interior do tubo é levado à ebulição, e o vapor de água formado vai ocupando a parte central do tubo. À medida que o líquido escoar, mais vapor é formado resultando numa região central de vapor em alta velocidade que comprime o líquido contra a parede interna do tubo. Este efeito acarreta em um filme cada vez mais fino, escoando a velocidades cada vez mais altas. Altos coeficientes de transferência de calor são obtidos e também baixos valores de perda de carga. Este é o tipo de equipamento mais usado nas indústrias brasileiras de suco de laranja.

f) Evaporadores de filme agitado:

São indicados para a evaporação de soluções altamente viscosas ou que apresentam partículas sólidas em suspensão. A formação de um filme descendente como

descrito anteriormente não é possível. No entanto, com o objetivo de se explorar os mesmos princípios dos evaporadores de filme descendente, o filme pode ser formado com o auxílio de pás rotativas que continuamente espalham o líquido nas paredes dos tubos (figura 3.5b).

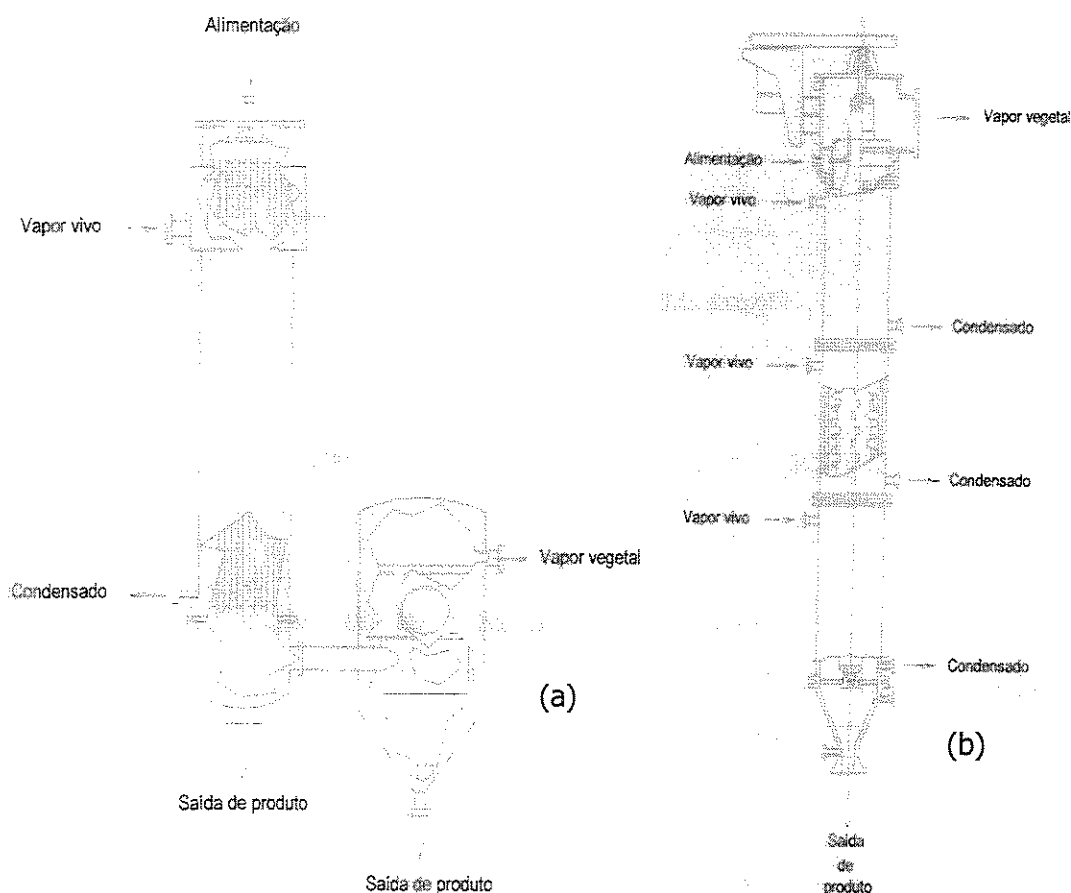


Figura 3.5 - Evaporadores de (a) filme descendente e (b) filme agitado.

g) Evaporadores de placas:

Trocadores de calor de placas, quando comparados com trocadores convencionais tipo casco-tubo, apresentam uma série de vantagens como, por exemplo, altas velocidades de escoamento que geram altos coeficientes de troca térmica, pequenas áreas de instalação, facilidade de limpeza, ausência de pontos mortos onde pode ocorrer

acúmulos de material, etc. Na mesma linha, foram propostos evaporadores de placas que apresentam vantagens semelhantes aos trocadores de placas, quando comparados com outros tipos de equipamentos de evaporação.

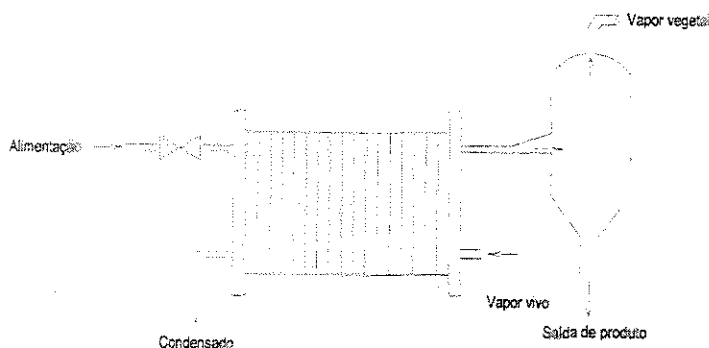


Figura 3.6 - Evaporador de placas.

3.1.3 - Estratégias para redução no consumo de energia

Como já comentado anteriormente, os sistemas de evaporação são grandes consumidores de energia térmica. Em virtude disto, diversas estratégias são empregadas com o objetivo de se reduzir o consumo de energia nestes equipamentos.

a) Evaporação em múltiplos efeitos:

A evaporação em múltiplos efeitos é comumente utilizada em indústrias de processos químicos com o objetivo de se reduzir os consumos de energia e água de resfriamento. Neste sistema, vários corpos de evaporação são ligados por tubulações, de modo que o vapor gerado em um efeito passe para o seguinte, em série. Desta forma, o calor fornecido ao primeiro corpo de evaporação é utilizado para evaporar água em um primeiro efeito. Este vapor gerado passa para o efeito seguinte, até que finalmente, o calor fornecido pelo último efeito passa ao condensador.

A vantagem deste arranjo é a reutilização do calor fornecido ao primeiro efeito de evaporação, resultando em economia de energia no sistema de evaporação como um todo. A economia em um sistema de evaporação é definida como a razão entre a quantidade total de água evaporada e a quantidade de vapor fornecido ao primeiro efeito. Um aumento no número de efeitos representa um aumento na economia em um sistema de evaporação. Uma aproximação grosseira sobre a economia de energia em sistemas de evaporação pode ser obtida multiplicando-se o número de efeitos por 0,8 (DURAND, 1996). Além da economia de vapor, com o aumento do número de efeitos há também economia de água de resfriamento no condensador. Isto porque o equipamento opera somente com o vapor gerado no último efeito.

Por outro lado, o aumento no número de efeitos acarreta menores diferenças de temperatura empregadas como força motriz em cada efeito, causando um aumento na área de troca térmica necessária, também aumentando, portanto, os custos fixos. Por isto, a escolha do número de efeitos apropriado – ou seja, ótimo – é função de um balanço econômico entre a economia de vapor e água de resfriamento e o custo de investimento (KING, 1980).

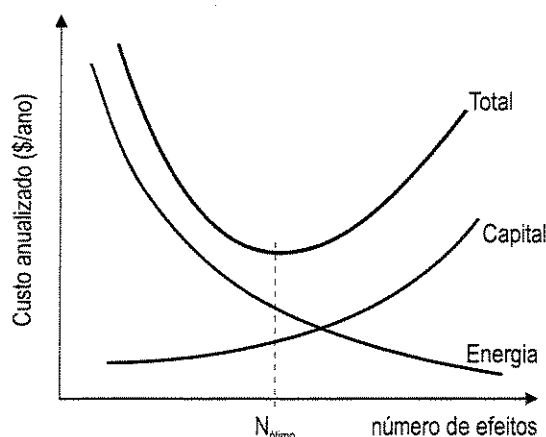


Figura 3.7 - Compromisso econômico na otimização do número de efeitos.

A figura 3.8 apresenta um evaporador com três efeitos. Neste exemplo, observa-se que a alimentação da solução diluída se dá no mesmo efeito que a alimentação de vapor vivo. O vapor vegetal e a solução concentrada resultantes deste primeiro efeito seguem para o segundo efeito. Entretanto, estas duas correntes são resultantes da ebulição de um dado líquido e se encontram na mesma temperatura. Como consequência, este vapor

vegetal não pode ser utilizado como meio de aquecimento de um líquido que se encontra na mesma temperatura. Para que ocorra transferência de calor entre fluidos é necessário que exista diferença de temperatura entre estes fluidos. Assim, a decisão tomada para estes casos é a ebulição da solução no segundo efeito em uma pressão menor que a pressão de operação do primeiro efeito. Por esta razão, qualquer sistema de evaporação em múltiplos efeitos opera em níveis decrescentes de pressão, ao longo da direção dos fluxos de vapor.

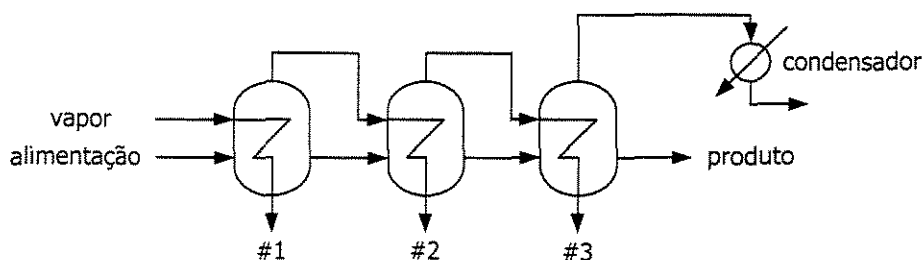


Figura 3.8 - Evaporador com três efeitos.

A utilização de múltiplos efeitos em sistemas de evaporação proporciona um grande número de possíveis arranjos em função dos fluxos de vapor e líquido. Estes possíveis arranjos podem ser classificados em: alimentação frontal, alimentação reversa, alimentação mista. A figura 3.9 apresenta estes três tipos básicos de arranjos em evaporadores múltiplo efeito.

Como pode ser observado, no arranjo com alimentação frontal, a solução diluída é alimentada no mesmo efeito que o vapor vivo. Como vantagens deste arranjo, pode-se citar que o fluxo de líquido sempre acontece no sentido decrescente de pressões, que no caso de fluidos pouco viscosos, dispensa o uso de bombas para o escoamento entre os efeitos. Além disto, normalmente a degradação de produtos decorrentes de temperaturas altas é mais acentuada em grandes concentrações de sólidos. Como neste arranjo, a solução concentrada se encontra nos efeitos de menor pressão, são minimizados os efeitos indesejáveis para a qualidade do produto final.

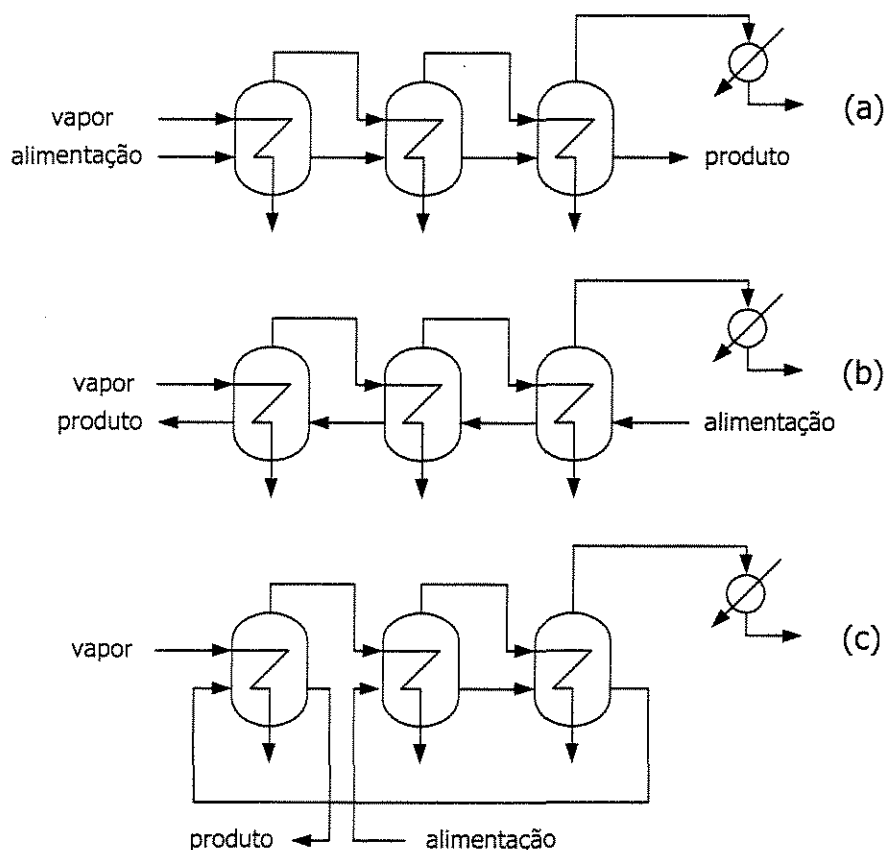


Figura 3.9 - Sistemas de evaporação nas configurações de alimentação: (a) frontal, (b) reversa e (c) mista.

Nos sistemas com alimentação reversa, a solução diluída é alimentada no último efeito com relação ao fluxo de vapor. O fluxo de líquido, assim, sempre se dá no sentido crescente de pressões, exigindo o uso de bombas para permitir seu escoamento. O produto concentrado deixa o evaporador no efeito de maior temperatura, e por esta razão, esta configuração não é recomendada para produtos alimentícios que podem sofrer danos por calor. A utilização deste arranjo é recomendada para produtos altamente viscosos, pois o aumento da viscosidade do líquido resultante do aumento de concentração de sólido é atenuado pelo uso de maiores temperaturas. Deve-se lembrar que altas viscosidades resultam em baixos coeficientes de transferência de calor e equipamentos de baixa eficiência térmica.

Os sistemas com alimentação mista não possuem arranjo típico. Pode-se dizer que um evaporador com alimentação mista é aquele no qual não há divisão do fluxo de líquido, e em parte do equipamento o fluxo se dá em contracorrente com o fluxo de vapor e parte em co-corrente. Neste tipo de arranjo, busca-se explorar as vantagens dos arranjos com alimentação frontal e reversa. Por motivos óbvios, arranjos com alimentação mista somente são encontrados em evaporadores com três ou mais efeitos.

b) Recompressão mecânica:

Os efeitos de um sistema de evaporação múltiplo efeito devem ser operados com pressões decrescentes para que haja diferenças de temperatura necessárias para a transferência de calor. Seguindo este princípio, a água evaporada num efeito não pode ser utilizada diretamente como meio de aquecimento do próprio efeito.

Porém, caso se deseje utilizar o vapor vegetal de um efeito para aquecer o próprio efeito é necessário que este vapor vegetal seja comprimido e assim forneça calor condensando numa temperatura superior a que ele foi evaporado. A recompressão mecânica consiste basicamente no uso de um compressor mecânico que tem como função comprimir o vapor vegetal gerado num efeito e enviá-lo como meio de aquecimento para o próprio efeito ou para algum efeito anterior de um sistema múltiplo efeito (figura 3.10).

O que se busca neste tipo de sistema é a redução no consumo de vapor vivo, entretanto, o seu uso só é justificado em locais onde o custo da energia elétrica é baixo quando comparado com o custo da energia térmica (WORRALL, 1982). O alto custo dos compressores mecânicos também dificulta a justificativa econômica para sua implantação (DINNAGE, 1975).

Também se deve notar que a recompressão mecânica nunca elimina completamente o consumo de vapor de aquecimento. Primeiramente, vapor vivo proveniente de caldeiras sempre será necessário para a partida do equipamento. Além disto, como o calor latente de vaporização da água diminui com o aumento da pressão, a quantidade de vapor recomprimido não é suficiente para gerar a mesma quantidade de vapor em baixa pressão.

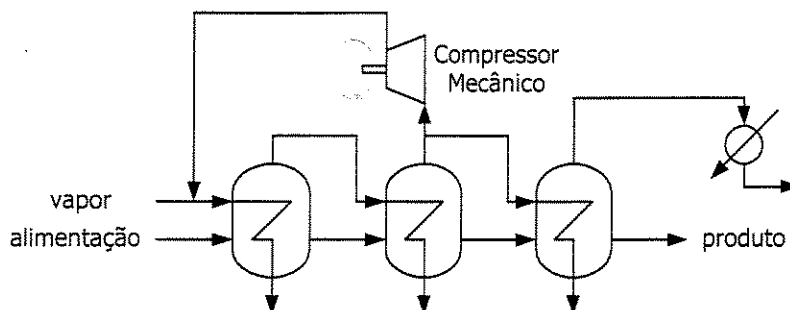


Figura 3.10 - Evaporador com recompressão mecânica.

c) Termocompressão:

Os princípios de uso da termocompressão são os mesmos da recompressão mecânica, porém nesta situação são utilizados termocompressores ao invés de compressores mecânicos. Como vantagens de um termocompressor, quando comparado a um compressor mecânico, pode-se citar: baixo custo e inexistência de partes móveis. Consequentemente, praticamente não existem problemas de manutenção neste tipo de equipamento (MACEK, 1992). Todavia, o seu uso só é possível quando existe disponibilidade de vapor de alta pressão na indústria. Devido à baixa eficiência dos termocompressores, o seu uso só é economicamente justificado se a diferença entre o custo do vapor de baixa e alta pressão gerado no sistema de utilidades não for alto.

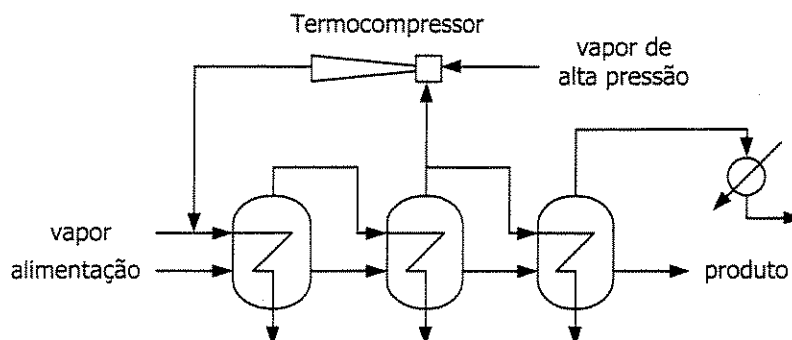


Figura 3.11 - Evaporador com termocompressão.

d) Tambores de expansão:

Também denominados tambores de “flash” ou “flash-coolers”, consistem em vasos sob vácuo onde sem nenhuma adição de calor obtém-se uma pequena evaporação de água. O calor necessário para essa evaporação é proveniente do calor sensível resultante do resfriamento da solução. É necessário, assim, que a corrente de alimentação do tambor de expansão esteja em uma temperatura superior à temperatura de ebulição da solução na pressão do equipamento.

Normalmente, os tambores de expansão são utilizados após o último efeito e o vapor vegetal resultante deste equipamento segue para o condensador e sistema de vácuo. No caso de arranjos do tipo alimentação reversa, a inclusão de um tambor de expansão (figura 3.12) é particularmente interessante, já que em temperatura maior, é possível converter maior quantidade de calor sensível em latente através do resfriamento desta corrente.

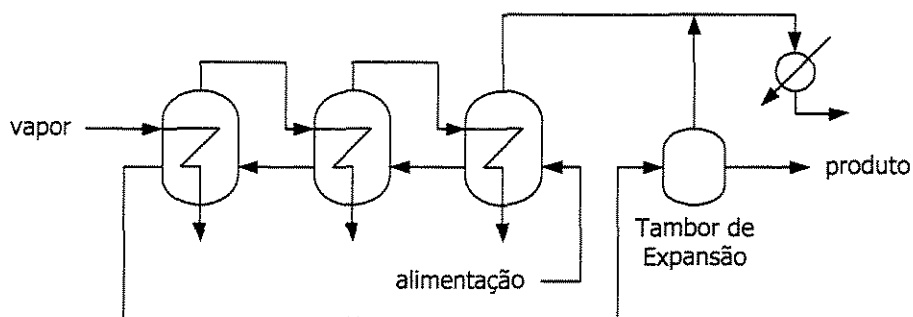


Figura 3.12 - Evaporador com tambor de expansão.

e) Aproveitamento de condensados:

É uma forma muito simples de se extrair uma pequena quantidade de calor residual existente nas correntes de condensado. Como na grande maioria dos equipamentos de uma indústria química que não requerem temperaturas de sobremaneira elevadas, o meio de aquecimento dos evaporadores é vapor saturado. O vapor saturado

cede calor latente deixando o equipamento como líquido saturado, comumente denominado condensado. O condensado proveniente da condensação do vapor vivo é denominado “primeiro condensado” e é retornado para a caldeira pelas linhas de retorno de condensado. As correntes de condensado provenientes da condensação do vapor vegetal normalmente arrastam consigo impurezas existentes no líquido sendo concentrado, e por esta razão não se recomenda seu envio para a caldeira. Estes condensados são denominados de “segundo condensado”. Como forma de se dar um melhor aproveitamento térmico ao “segundo condensado”, a opção recomendada é misturar o condensado de um efeito com o vapor alimentado ao próximo efeito. Como esta corrente de condensado se encontra numa pressão superior ao do vapor, o condensado sofre uma expansão adiabática. Como consequência desta expansão, uma pequena quantidade de vapor adicional é formada e é misturada com o vapor vegetal e assim aproveitada como meio de aquecimento do efeito seguinte.

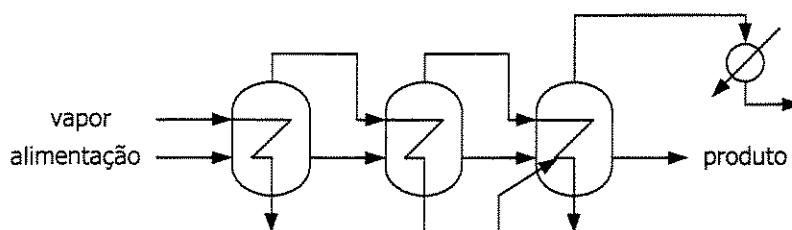


Figura 3.13 - Evaporador com aproveitamento do “segundo” condensado.

f) Correntes de extração:

Quando se tem um processo, com suas diversas correntes quentes e frias, e um evaporador como simplesmente uma parte deste processo, torna-se interessante o estudo das possibilidades de integração térmica do evaporador e o resto do processo. Esta integração pode ser realizada por meio de correntes de extração (“bleed streams”) onde uma parte do vapor vegetal de um determinado efeito é utilizada como meio de aquecimento de alguma corrente fria do processo. Existem publicações com alguns

resultados econômicos resultantes da implantação de correntes de extração num evaporador com cinco efeitos de uma usina de açúcar (LEAL et al., 1986).

Quando se analisa o evaporador de maneira isolada, o emprego de correntes de extração acarreta em aumento do consumo de vapor de aquecimento. Entretanto, este aumento de consumo de vapor pode ser compensado através de sua economia em algum outro ponto do processo. WESTPHALEN (1999) propôs uma metodologia para a otimização de correntes de extração baseada em princípios da integração energética de processos, segundo a Análise Pinch, que será discutida em detalhes no próximo capítulo desta tese.

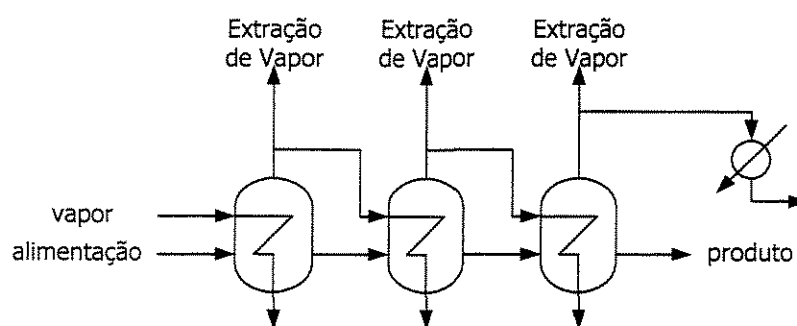


Figura 3.14 - Evaporador com correntes de extração de vapor ("bleed streams").

g) Trocadores de calor intermediários:

Segundo os mesmos princípios da utilização de correntes de extração, também se pode pensar na integração energética do evaporador com o processo no qual se encontra inserido através de trocadores de calor intermediários (figura 3.15). Desta forma, correntes quentes do processo podem ser utilizadas como meio de aquecimento no sistema de evaporação. Uma análise deste equipamento isolado do processo pode ter como conclusão o aumento do consumo de água de resfriamento. Entretanto, este aumento de consumo pode significar uma diminuição do consumo total, se o processo for analisado como um todo. O principal objetivo deste trabalho de tese é propor uma metodologia para a otimização de cargas térmicas de trocadores de calor intermediários baseada na Análise Pinch.

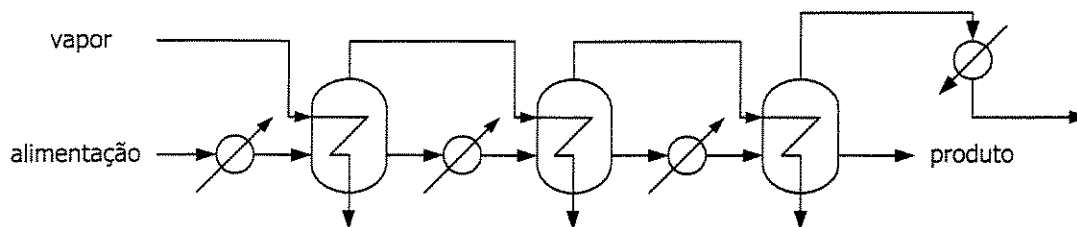


Figura 3.15 - Evaporador com trocadores de calor intermediários.

A integração energética de processos de separação é um tópico de grande interesse nos meios industriais e acadêmicos. A Análise Pinch procura oferecer ferramentas que permitam a integração ótima destes equipamentos com o resto de um processo. As próximas seções pretendem fazer uma revisão sobre essa ferramenta e como pode ser utilizada na redução do consumo de energia em sistemas de evaporação.

3.2 - Análise pinch

Na primeira metade da década de 70, em consequência da crise de energia pela qual o mundo estava passando, a economia de energia passou a ser um item de grande atenção para a sociedade, particularmente no meio industrial. A Tecnologia Pinch surgiu nessa época como uma ferramenta para o projeto de redes de trocadores de calor (LINNHOFF e FLOWER, 1978). Esta metodologia era diferente dos métodos computacionais tipo "caixa-preta" propostos na época, já que os engenheiros podiam estar no controle das decisões. Sua maior contribuição foi de dar ao engenheiro conceitos simples para serem usados interativamente. Aplicando os conceitos da Tecnologia Pinch, o engenheiro podia utilizar simples metas, e então levantar a operabilidade, o projeto da planta química e a segurança para somente depois se preocupar com o projeto de soluções integradas que eram além de eficientes energeticamente, aceitáveis industrialmente.

A importância da melhora contínua de processos tem crescido em três direções: na resposta das indústrias de processos químicos a pressões ambientais; na necessidade de

sempre haver a melhor eficiência no investimento em custo fixo; além do aumento da importância da “qualidade” nas empresas. Esses três aspectos têm sido bastante importantes na vida profissional de qualquer funcionário de indústrias de processos químicos, principalmente os engenheiros de projeto. Por isso a Tecnologia Pinch se desenvolveu muito nesses últimos anos, tendo até ampliada a sua atuação, que hoje inclui processos de separação, emissão de efluentes e/ou poluentes e sistemas de utilidades, integração dos processos de geração de energia e potência – “combined heat and power” – e a integração de múltiplos processos interligados por um único sistema de utilidades – “total site integration” (LINNHOFF, 1994).

O modo como a Tecnologia Pinch tem sido aplicada tem mudado durante os anos. Seu maior foco não tem sido mais o projeto, e sim o estabelecimento de metas, como uma ferramenta de análise de processos. Por isso tem sido chamada de Análise Pinch ao invés de Tecnologia Pinch (MORGAN, 1992).

Há cerca de quinze anos atrás a Análise Pinch era uma ferramenta especializada, utilizada somente em circunstâncias específicas. Hoje é uma ferramenta geral, que vem se tornando uma rotina para o projeto “limpo” em várias empresas, o que é uma boa prática. A Análise Pinch garante consistência no tratamento com processos integrados, sistemas de utilidades, além de permitir o objetivo de redução de emissões e custos de operação e investimento.

3.2.1 - Princípios básicos

Desde que os primeiros processos químicos foram concebidos, intuitivamente os engenheiros procuravam opções de projeto que levassem a uma economia de utilidades. Estas opções sempre se baseavam na troca térmica de fluidos quentes e frios do próprio processo. A figura 3.16 apresenta duas alternativas de processo. Neste esquema, as correntes quentes são apresentadas como linhas horizontais e as correntes frias como verticais. Na alternativa (a) não é empregada nenhuma integração térmica entre as correntes do processo, enquanto que na alternativa (b) é efetuada uma integração completa economizando assim utilidades quente e fria.

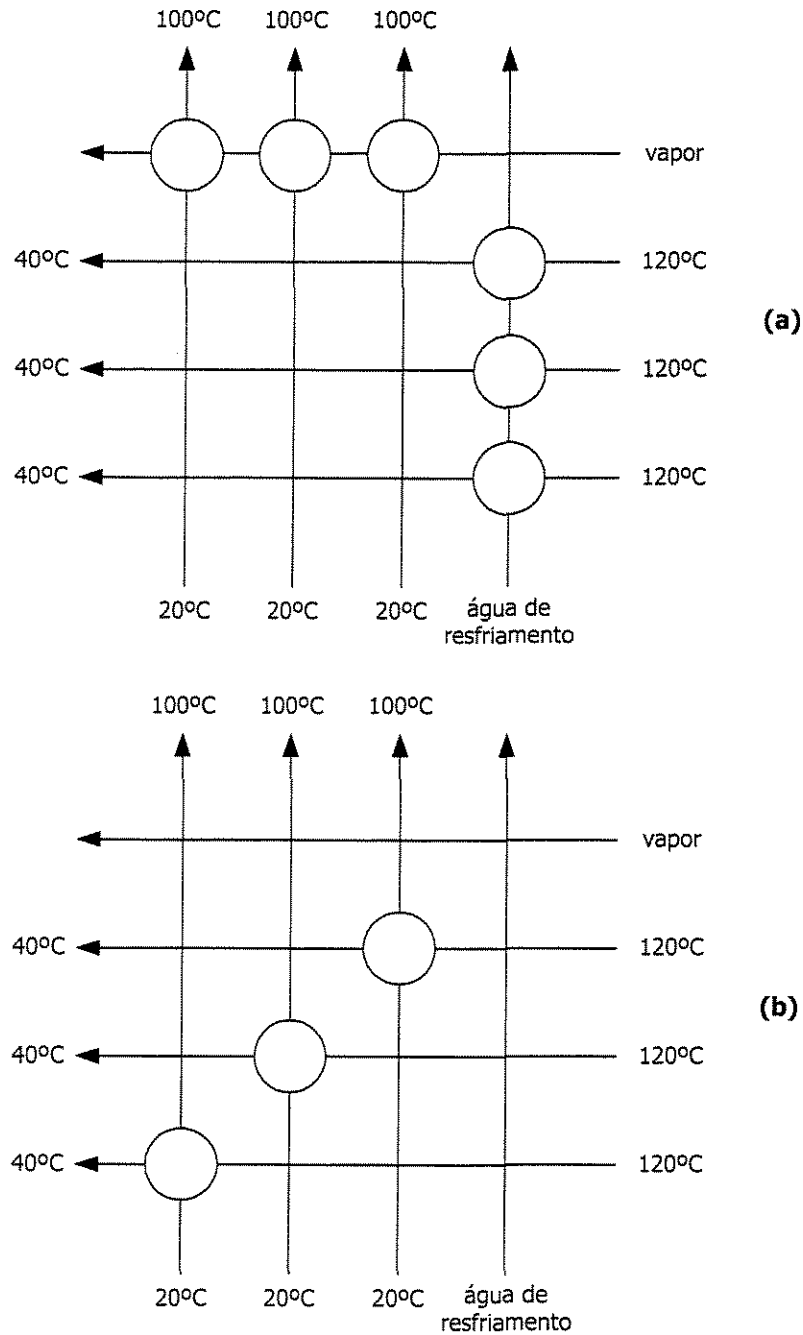


Figura 3.16 - Correntes de processo (a) sem integração térmica e (b) com integração térmica.

Regras heurísticas foram apresentadas para a tomada de decisão sobre qual corrente quente deve trocar calor com qual corrente fria (RUDD et al., 1973). O cálculo do consumo final de utilidades só podia ser obtido após todos os arranjos de trocadores serem determinados.

LINNHOFF e FLOWER (1978) propuseram uma nova metodologia para o projeto de redes de trocadores de calor. Esta nova ferramenta, denominada na época de “Tecnologia Pinch” permitiu o melhor entendimento das redes de trocadores de calor, e uma das suas principais características é a possibilidade de se calcular os consumos de utilidades antes do projeto da rede. Estes consumos são chamados metas de energia. Os cálculos das metas de energia, entre outros princípios da Análise Pinch serão discutidos a seguir.

A figura 3.17 mostra de forma clara dois conceitos muito importantes da Análise Pinch: as curvas compostas e o ponto pinch (LINNHOFF, 1982). Ambos se relacionam com um dado nível econômico de recuperação de calor que necessita de otimização. As curvas compostas são construídas a partir de dados de correntes derivadas de um balanço de massa e energia de um certo processo. Elas permitem que o engenheiro calcule as metas de consumo de utilidades quentes e frias, entenda os potenciais de transferência de calor do processo, e localize o ponto Pinch (onde há a menor diferença de temperaturas – ΔT_{\min} – entre as correntes quentes e frias).

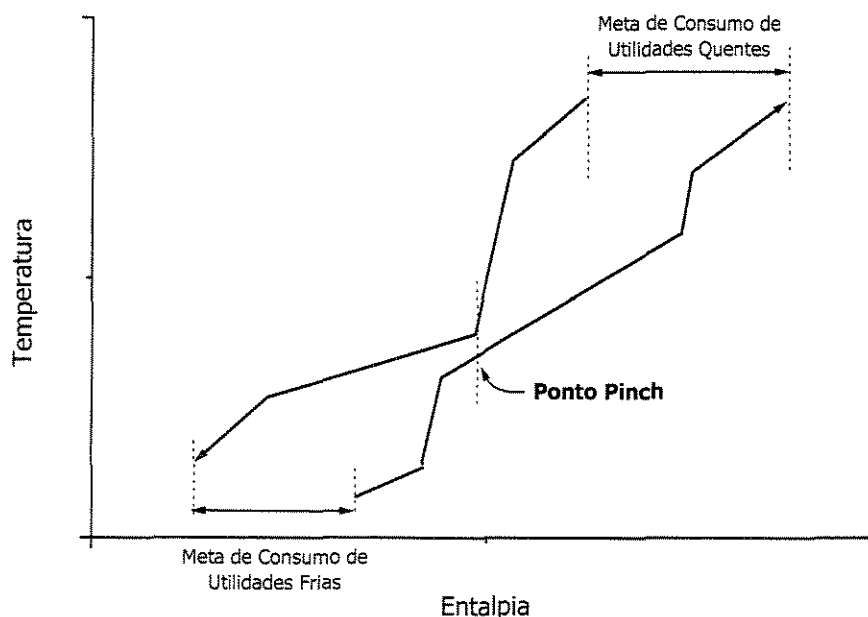


Figura 3.17 - Curvas compostas (“composite curves”).

O ponto pinch divide o processo em duas partes independentes, do ponto de vista do balanço de energia, conforme sugerido na figura 3.18. O principal fundamento da Análise Pinch diz que nenhum projeto pode atingir o consumo mínimo de utilidades, dados pelas metas, se houver qualquer transferência de calor “cruzando” o ponto Pinch. Portanto, utilidades frias somente podem ser utilizadas para resfriar correntes localizadas na região com temperaturas abaixo do ponto pinch, da mesma forma que utilidades quentes somente podem ser utilizadas para aquecer correntes localizadas acima do ponto pinch. Este princípio permite que seja mantida uma transferência de calor otimizada durante a evolução do projeto, mesmo de unidades bastante complexas, simplesmente tendo certeza de que a transferência de calor através do ponto Pinch está sendo evitada.

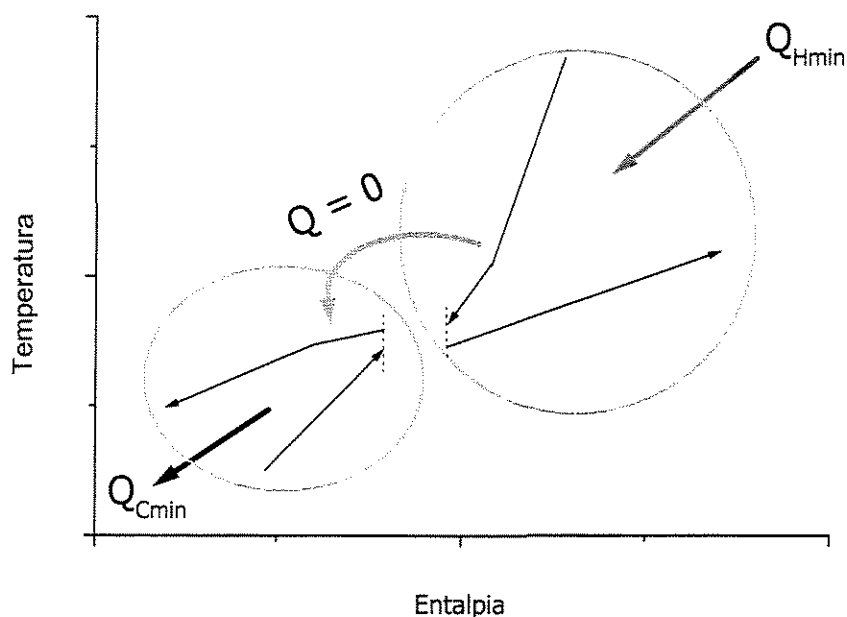


Figura 3.18 - Divisão do processo e regras da análise pinch.

A figura 3.19 ilustra outro conceito bastante conhecido da Análise Pinch, o Diagrama de Cascata. Este diagrama é baseado nos mesmos dados das Curvas Compostas. No entanto possui uma interface processo/utilidades, deixando mais fácil a escolha e o posicionamento de diferentes utilidades ou fontes de energia. No caso apresentado, há a escolha de dois níveis de pressão do vapor de aquecimento e um nível

de temperatura de água de resfriamento. Há também uma bomba de calor, que deve estar localizada através do ponto pinch (TOWNSEND e LINNHOFF, 1983).

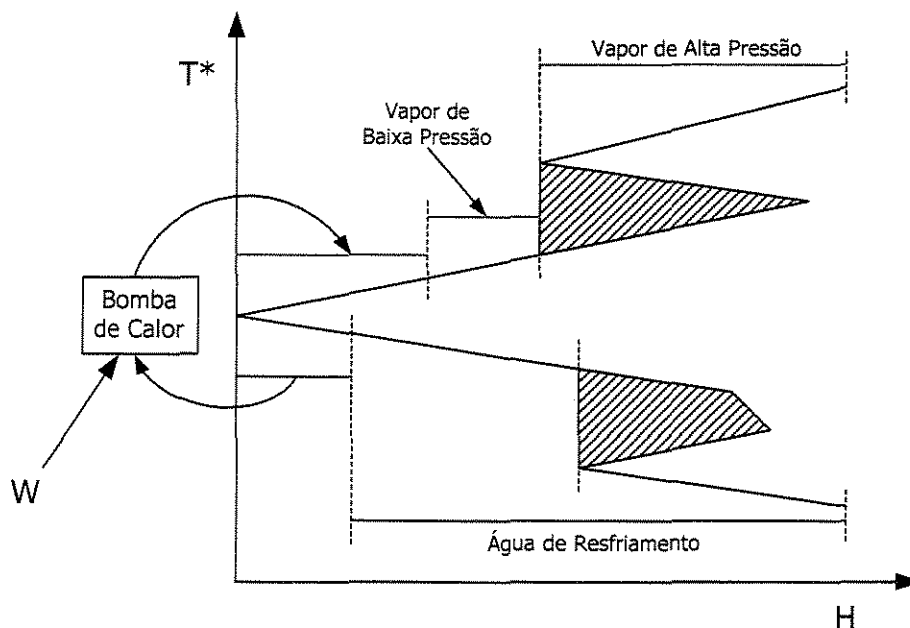


Figura 3.19 - Diagrama de cascata com posicionamento de utilidades.

O diagrama de cascata pode ser utilizado para o posicionamento apropriado de utilidades, bombas de calor, colunas de destilação (LINNHOFF et al., 1983), evaporadores (McDONALD e KEMP, 1986), ou em qualquer outra operação unitária, seja processo ou utilidade, que possa ser representada em termos de fonte ou de consumidor de calor. Assim, o Diagrama de Cascata possibilita o projeto destes equipamentos em um contexto de processos integrados energeticamente.

O procedimento gráfico para a construção das Curvas Compostas e do Diagrama de Cascata, resultando na determinação das metas e do ponto Pinch pode ser substituído por um algoritmo denominado "Problem Table", publicado em detalhes por LINNHOFF et al. (1982). Este algoritmo pode ser resumido em seis passos:

- 1 - Deslocar todas as correntes quentes em $-\Delta T_{\min}/2$ e todas as correntes frias em $+\Delta T_{\min}/2$. Este procedimento garante que toda troca de calor entre as correntes de

processo ocorra com uma diferença de temperatura igual ou maior que o valor da diferença mínima de temperatura especificada;

2 - Estabelecer intervalos de temperatura a partir das temperaturas calculadas no passo anterior;

3 - Calcular o balanço entálpico em cada intervalo, verificando se resulta em um excesso ou déficit de calor;

4 - "Cascadear" o fluxo de calor através dos intervalos de temperatura, iniciando o primeiro intervalo com uma entrada de calor igual a zero;

5 - Identificar o intervalo com maior valor negativo de diferença de entalpia e atribuir esse valor ao consumo de utilidade quente;

6 - "Cascadear" novamente os fluxos de calor através dos intervalos de temperatura, iniciando com o valor de consumo de utilidade quente no primeiro intervalo. O valor do consumo mínimo de utilidade fria é obtido a partir do fluxo de calor que deixa o último intervalo de temperatura. A posição do ponto Pinch é identificada na temperatura na qual o fluxo de calor é igual a zero.

Normalmente são utilizadas capacidades caloríficas constantes para descrever correntes de processo. No entanto, neste trabalho de tese um algoritmo "Problem Table" modificado é utilizado, baseado no uso de propriedades físicas calculadas rigorosamente (WESTPHALEN e WOLF MACIEL, 1999).

3.2.2 - Atuais linhas de pesquisa em análise pinch

As mais recentes linhas de pesquisa em Análise Pinch podem ser divididas em alguns diferentes tópicos (LINHOFF, 1993), que serão resumidamente expostos nesta seção. Todos seguem os conceitos de estabelecimentos de metas descritos pela Análise Pinch.

a) Otimização de quedas de pressão:

A Análise Pinch tradicional ignora a análise de quedas de pressão (perdas de carga). O projeto integrado que leva ao consumo mínimo de energia é feito considerando somente parâmetros de troca térmica. A queda de pressão somente é considerada depois da otimização energética. No entanto, já nas primeiras aplicações da Análise Pinch se observou que a queda de pressão não pode ser tratada de forma secundária. Projetos térmicos de trocadores de calor resultam em certos valores de área. Por outro lado, a otimização da área de troca térmica em função da queda de pressão pode dobrar o tamanho de trocadores de calor em alguns casos. Em outros, pode resultar em trocadores muito menores, o que claramente invalida qualquer otimização que tenha sido feita durante o projeto inicial (POLLEY et al., 1990). E pior, o projeto pode exceder valores disponíveis de queda de pressão, tornando-o inviável.

A conclusão que logo foi tirada é que a otimização da área de troca térmica em função da carga térmica deve ser ligada com a otimização da área de troca térmica em função das quedas de pressão. Ou seja, um problema de três variáveis a serem otimizadas: área de troca térmica (custo de investimento), metas de energia e metas de quedas de pressão. Os trocadores de calor são então posicionados na rede neste contexto.

Os conceitos de otimização das quedas de pressão trazem importantes contribuições, fazendo com que a Análise Pinch se torne mais viável praticamente, principalmente em casos de redes de trocadores de calor já existentes, com limitações de quedas de pressão (SILVA e ZEMP, 2000).

b) Integração de colunas de destilação:

Operações unitárias como as colunas de destilação são sistemas termodinâmicos que contêm uma fonte de calor (condensador) e um consumidor de calor (refervedor). Estes sistemas também podem ser descritos graficamente em um diagrama temperatura – entalpia conhecido como diagrama de cascata da coluna de destilação – “column grand

composite curve” (DHOLE e LINHOFF, 1993). Para uma composição do produto, número de estágios e razão de refluxo fixos, este diagrama (figura 3.20) mostra o perfil termodinâmico de operação em estado estacionário da coluna e as cargas térmicas correspondentes ao condensador e ao refeedor. Assim como no caso de processos, a divisão da coluna em duas regiões é determinada pelo ponto pinch da coluna.

Existem vários estudos que visam a integração energética de colunas de destilação. Dentre eles existem trabalhos sobre a integração do sistema de destilação de petróleo cru (LIEBMANN et al, 1998), integração de destilarias de álcool (FICARELLA e LAFORGIA, 1999) e a utilização de bombas de calor (RIVERA-ORTEGA et al., 1999).

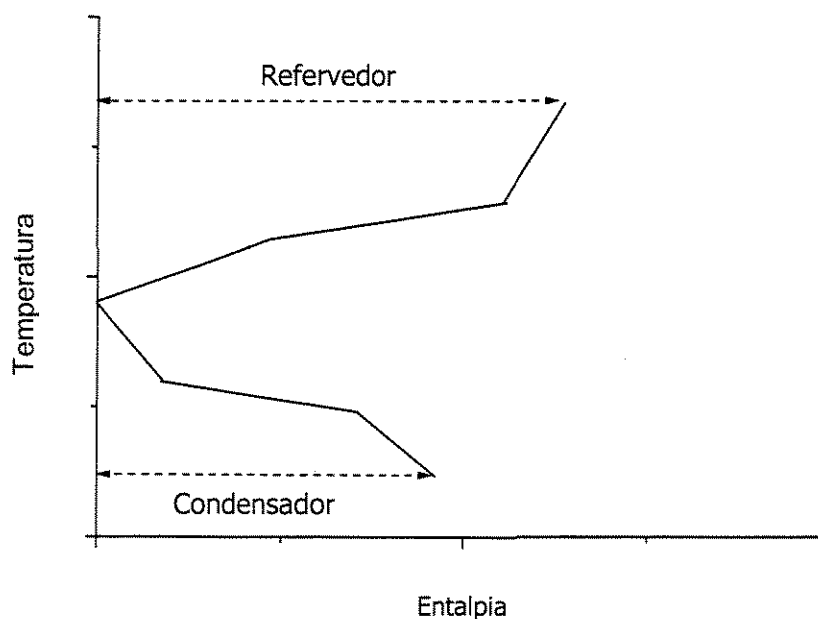


Figura 3.20 - Diagrama de cascata para colunas de destilação.

c) Processos com baixas temperaturas:

Muitos processos importantes envolvem separação a baixas temperaturas. A produção de etileno, por exemplo, ocorre em temperaturas abaixo da ambiente, com vários sistemas de destilação. Existem várias fontes e consumidores de calor abaixo da temperatura ambiente, com grandes oportunidades de integração. Um sistema de

refrigeração complexo fornece e retira calor do processo. Este sistema normalmente consiste em dois ciclos (etileno e propileno), que opera em vários níveis. Só existem duas utilidades: água de resfriamento e trabalho mecânico.

O projeto destes sistemas é bastante complexo, porém, é possível a integração entre o processo e o sistema de refrigeração. É um projeto que leva em consideração a destilação a baixas temperaturas, outras condições operacionais, recuperação de calor e sistema de refrigeração. O estabelecimento de metas de trabalho mecânico foi estudado por LINNHOFF e DHOLE (1992).

d) Integração de processos em batelada:

Os parâmetros de processo para processos em batelada são função do tempo, o que significa uma complicação, comparando com processos contínuos. Na integração energética de processos em batelada, as correntes quentes e frias somente existem durante um certo período de tempo. Em outras palavras, a troca térmica entre as correntes quentes e frias é limitada não só pela temperatura, mas também pelo tempo.

Uma corrente quente não pode transferir calor para uma corrente fria caso sua temperatura seja menor. Da mesma forma, calor não pode ser transferido de uma corrente quente para uma corrente fria se a corrente quente existe em um período depois da existência da corrente fria. A introdução de limitações de tempo faz com que os processos em batelada sejam mais difíceis de lidar (WANG e SMITH, 1995). Por isso ferramentas como a programação matemática (ZHAO et. al, 1998) são utilizadas para facilitar a resolução de problemas de integração energética de processos em batelada.

e) Minimização do uso de água e emissão de efluentes líquidos:

Uma metodologia sistemática existente para a análise de alternativas para a redução da emissão de efluentes aquosos e consequente redução no consumo de água é chamada normalmente de Pinch Mássico. O Pinch Mássico estabelece o ponto pinch que

determina o mínimo fluxo de água necessário para o processo, estabelecendo metas para a minimização do seu consumo. O conceito de transferência de massa é genérico o bastante para ser utilizado em qualquer indústria de processos químicos, e também para qualquer tipo de corrente de processo, como solventes por exemplo.

A estratégia básica para a redução do consumo de água é a utilização de saída de água de algum equipamento para satisfazer as necessidades de outro, ou até no mesmo. Em muitos casos, a água requer alguma regeneração antes da reutilização. Alguns exemplos são o ajuste de pH, filtração, separação de impurezas por membranas ou resinas de troca iônica (TRIPATHI, 1996).

WANG e SMITH (1995) utilizaram programação matemática para estudar a minimização de consumo de água e emissão de efluentes líquidos em situações com limitações de vazão de água.

f) Integração de processos interligados por um sistema de utilidades:

Atualmente existem vários estudos visando a otimização energética de cada processo de uma unidade juntamente com a infraestrutura oferecida pelo sistema de utilidades no contexto de uma planta como um todo ("total site integration"). Alguns detalhes foram descritos e publicados já há algum tempo (LINNHOFF e EASTWOOD, 1987; LINNHOFF e DHOLE, 1993). Muitos processos possuem suas próprias utilidades, enquanto outros são servidos por uma central comum de utilidades, que estão na própria planta ou até fora dela. Com o objetivo de se melhorar a performance da planta, estratégias para o estabelecimento de metas de energia, no âmbito de toda a planta, devem ser estudadas, com foco no sistema de utilidades (HUI e AHMAD, 1994).

Cada processo possui o seu diagrama de cascata, apresentando suas possibilidades individuais de integração energética, além de suas metas de energia. Um diagrama pode ser construído através da combinação de todos os diagramas de cascata de cada processo individual. Este diagrama mostra toda a necessidade de utilidades de toda a planta, em cada nível de temperatura (KLEMES, 1997).

Através da análise de toda a planta e seu sistema de utilidades, podem ser estabelecidas metas de emissão de gases, como o CO₂. Além disto, também podem ser estudadas alternativas de geração de calor e potência na planta, através de ciclos combinados.

Os ciclos combinados de geração de calor e potência têm sido bastante estudados com o objetivo principal de se reduzir a emissão de gases na atmosfera (AXELSSON et. al, 1999). Outras alternativas são apresentadas pelo uso de turbinas a gás (PILAVACHI, 2000; NAJJAR, 2001) e gaseificação de biomassa na indústria de papel e celulose (BERGLIN e BERTSSON, 1998).

3.3 - Integração energética de equipamentos de separação

Baseando-se nos conceitos da Análise Pinch, podem ser efetuadas mudanças nas vazões e temperaturas de operação de equipamentos de separação com o objetivo de se otimizar energeticamente um dado processo (SMITH e LINNHOFF, 1988). Os princípios da integração energética de equipamentos de separação são apresentados a seguir.

3.3.1 - Características termodinâmicas de equipamentos de separação

A principal característica dos tipos de equipamentos de separação aqui considerados é a utilização do calor como o agente de separação. Este calor é fornecido através de temperaturas mais altas, sendo depois rejeitado a temperaturas mais baixas. Na destilação por exemplo, o calor é fornecido no refeedor e retirado no condensador. Tanto o refeedor quanto o condensador operam em uma certa faixa de temperatura. No entanto, considerações práticas normalmente dizem que calor deve ser fornecido ao

refervedor em um nível de temperatura acima do ponto de orvalho do vapor que o deixa, e da mesma forma calor deve ser retirado do condensador em um nível de temperatura abaixo do ponto de bolha do líquido. Consequentemente, em um projeto preliminar, pode-se assumir que o fervedor e o condensador operam a temperaturas constantes (LINNHOFF et al., 1983). O perfil de temperatura resultante é ilustrado na figura 3.21.

Processos de evaporação normalmente separam um único componente (na maioria das vezes água) de um material não volátil. É interessante em muitos casos assumir que os processos de vaporização e condensação acontecem a temperaturas constantes. Um evaporador de único estágio é ilustrado na figura 3.22. Apesar de ocorrerem normalmente a mesma temperatura, a condensação e a vaporização são apresentados a temperaturas diferentes como resultado da aplicação da Análise Pinch, fazendo-se o uso da diferença mínima de temperatura (ΔT_{\min}). Um evaporador múltiplo efeito com três estágios é apresentado na figura 3.23. Esta representação ressalta que o calor fornecido ao primeiro efeito é “cascateado” pelos efeitos seguintes (KEMP, 1986).

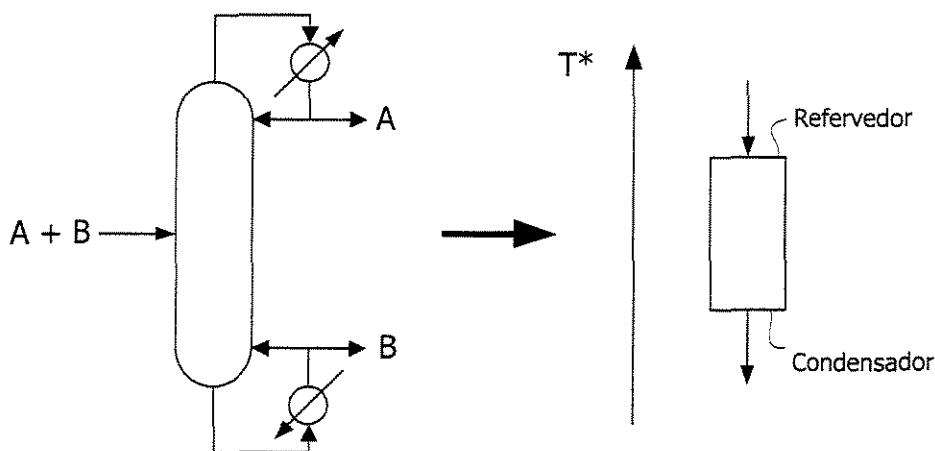


Figura 3.21 - Perfil temperatura – entalpia para uma coluna de destilação.

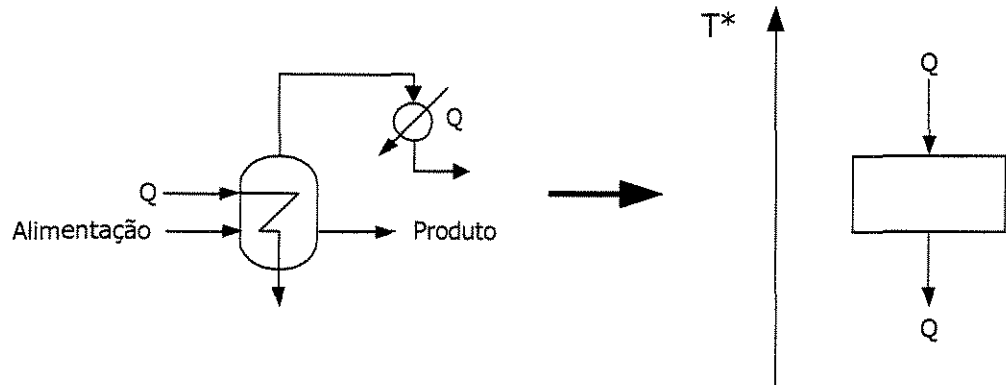


Figura 3.22 - Perfil temperatura – entalpia para um evaporador com único efeito.

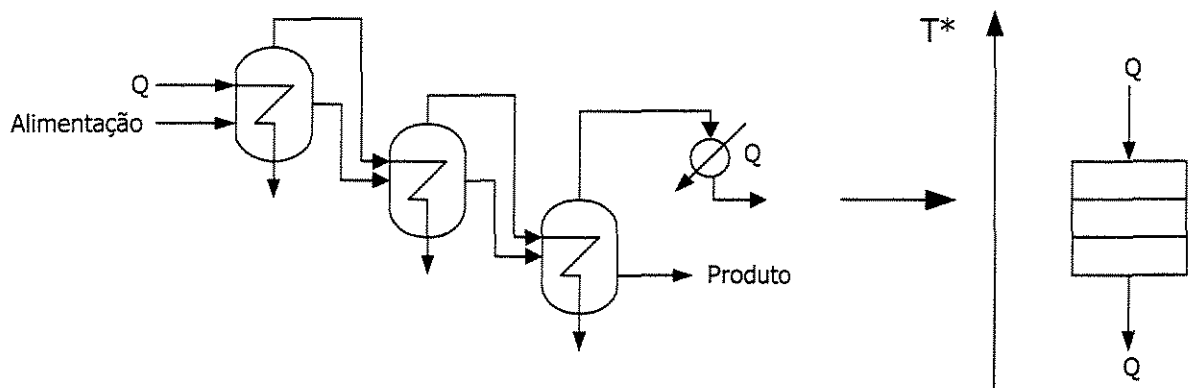


Figura 3.23 - Perfil temperatura – entalpia para um evaporador múltiplo efeito.

3.3.2 - Posicionamento apropriado dos equipamentos de separação

Nesta seção serão exploradas as consequências do posicionamento de equipamentos de separação (tanto colunas de destilação quanto evaporadores) em diferentes locais relativos ao ponto pinch do processo. Será considerado inicialmente um separador simples com quantidades iguais de calor recebido e rejeitado. O separador recebe uma carga térmica Q em uma temperatura T_H e rejeita a mesma carga Q em uma

temperatura menor T_C . Existem dois modos possíveis de integração deste separador: através do ponto pinch ou não.

a) Equipamentos de separação localizados através do ponto pinch

Um esquema para um separador localizado através do ponto pinch é apresentado na figura 3.24. O processo (que não inclui o equipamento de separação) é representado simplesmente pelas suas metas de utilidades quente e fria divididas pelo pinch. Uma carga térmica Q é retirada do processo a uma temperatura acima do pinch e rejeitada a uma temperatura abaixo do pinch. Já que o processo acima do ponto pinch necessita de pelo menos Q_{Hmin} para satisfazer seu balanço de energia, a carga térmica Q retirada pelo separador precisa ser compensada pela introdução de uma nova carga Q proveniente de utilidades quentes. Abaixo do ponto pinch, o processo precisa rejeitar Q_{Cmin} e uma nova carga térmica Q é introduzida pelo separador.

Nesta situação, pode-se pensar que a integração de um equipamento de separação com um processo leva a uma economia de energia, já que a carga térmica utilizada pelo separador é proveniente do processo. No entanto, a observação de todo o processo mostra que calor está sendo transferido através do pinch, pelo separador. Dessa maneira, o consumo de utilidades quentes e frias do processo será adicionado exatamente pela carga térmica necessária para a operação do separador (Q). Ou seja, não é possível a economia de energia na integração de um equipamento de separação localizado através do ponto pinch (LINNHOFF et al., 1983).

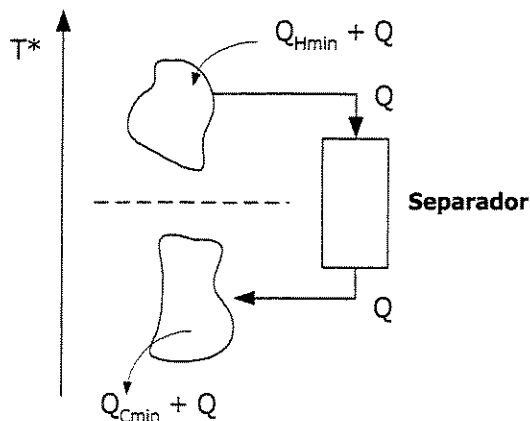


Figura 3.24 - Equipamento de separação integrado através do ponto pinch.

b) Equipamentos de separação não localizados através do ponto pinch

Na integração de equipamentos de separação que não ocorra através do ponto pinch, a situação é bastante diferente. Na figura 3.25a, o separador está localizado inteiramente acima do ponto pinch. O separador recebe uma carga térmica Q do processo e a devolve a uma temperatura acima do pinch. O consumo de utilidades pelo processo não é afetado dessa forma. Abaixo do pinch os mesmos resultados podem ser obtidos (figura 3.25b).

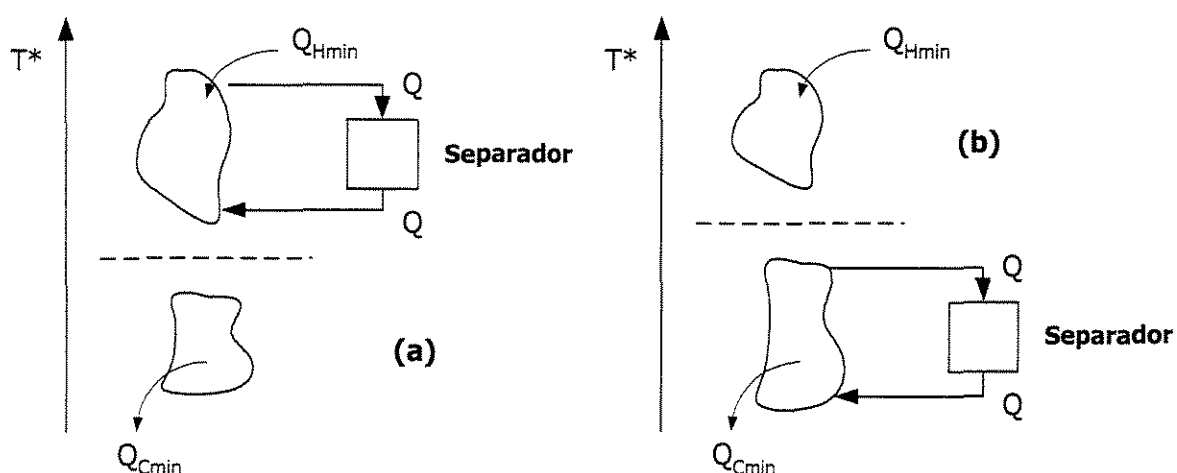


Figura 3.25 - Equipamentos de separação não localizados através do ponto pinch.

Todos estes argumentos podem ser resumidos em uma única afirmação: o posicionamento apropriado de equipamentos de separação não é através do ponto pinch. Apesar desse princípio ter sido desenvolvido inicialmente para colunas de destilação, ele pode ser aplicado para qualquer equipamento de separação que recebe calor a uma certa temperatura e o rejeita a uma temperatura igual ou mais baixa.

3.3.3 - Utilização do diagrama de cascata

O princípio do posicionamento adequado dos equipamentos de separação somente pode ser aplicado se o processo tem a capacidade de receber ou fornecer as cargas térmicas requeridas. Por isto, se faz necessário o uso de uma ferramenta quantitativa que possibilite o conhecimento das capacidades de integração de um certo processo. Com este objetivo, é utilizado o diagrama de cascata ("grand composite curve").

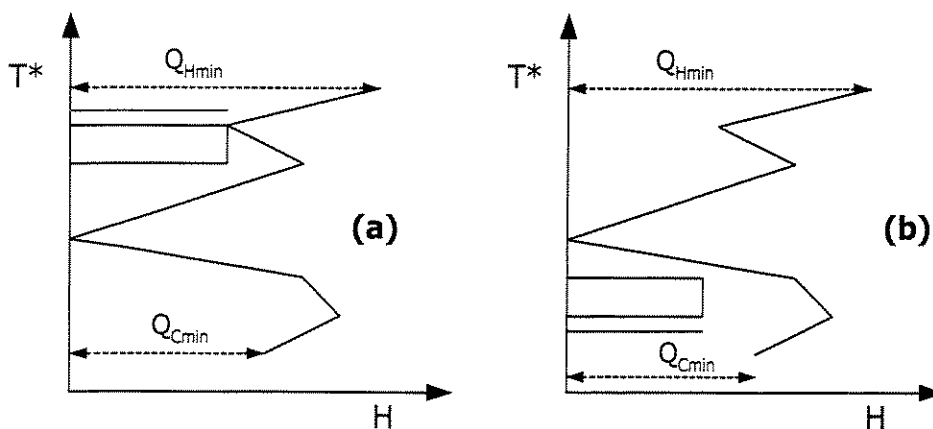


Figura 3.26 - Equipamento de separação integrado com o processo (a) acima do ponto pinch e (b) abaixo do ponto pinch. As linhas horizontais representam as cargas térmicas recebidas e rejeitadas pelo separador.

McDONALD (1986) e KEMP (1986) explicam que a integração energética de um equipamento de separação com o resto do processo é obtida quando a "caixa" que o representa consegue se "acomodar" dentro do diagrama de cascata. Dessa forma, o calor fornecido para o separador provém de utilidades quentes e consequentemente é rejeitado para o processo, caso esteja localizado acima do ponto pinch (figura 3.26a). Similarmente, o calor fornecido para o separador provém do processo e consequentemente é rejeitado para as utilidades frias, se o separador estiver localizado abaixo do ponto pinch (figura 3.26b)

3.3.4 - Integração energética de evaporadores

Como já comentado na seção anterior, os conceitos de posicionamento apropriado de equipamentos de separação podem ser utilizados na integração energética de evaporadores. Da mesma forma, será utilizado o diagrama de cascata. As principais cargas térmicas associadas a um evaporador se referem a vaporização do líquido a ser concentrado e a condensação do vapor utilizado em cada efeito (seja vivo ou vegetal). Geralmente, porém, existem outras cargas térmicas associadas com o aquecimento ou resfriamento da corrente de alimentação, produto ou condensado. Essas cargas térmicas decorrentes de calor sensível costumam ser muito pequenas em comparação com as mudanças decorrentes ao calor latente. Por isto, os efeitos de evaporadores são representados por “caixas” representando as cargas decorrentes da vaporização e da condensação.

Ao mudarmos a pressão de operação de um efeito de evaporação, a “caixa” se move para cima ou para baixo no eixo de temperatura. Já que as correntes associadas ao evaporador (alimentação, produto e condensado) mudam em função da pressão de operação dos efeitos, e que também estão incluídas como correntes do processo, o formato do diagrama de cascata também muda. No entanto, as mudanças no processo são decorrentes de calor sensível, muito pequenas comparadas às decorrentes de calor latente, e por isto normalmente são desprezados (SMITH e JONES, 1990).

A figura 3.27a apresenta a integração de um sistema de evaporação com um dado processo descrito por seu diagrama de cascata. Tanto um evaporador com três estágios quanto um com cinco se “encaixam” no diagrama. No entanto, devido as altas temperaturas de operação no arranjo com três efeitos, talvez seu projeto seja inaceitável de acordo com a possibilidade de degradação do produto ou de altos níveis de incrustação. A figura 3.27b mostra um sistema de evaporação com seis estágios, sendo que três estão acima do ponto pinch e três abaixo. Este sistema pode ter seus três primeiros e três últimos estágios não ligados do ponto de vista térmico, ou então funcionar como dois sistemas de três estágios em paralelo. Outra opção é mostrada na figura 3.27c, no qual o fluxo de calor (e também a quantidade de água evaporada) é diferente entre os

estágios de evaporação. Esta figura apresenta um arranjo em que parte do vapor do segundo estágio é utilizado no processo, ao invés de seguir para o terceiro estágio. Isto significa que uma maior quantidade de água está sendo evaporada nos dois primeiros estágios de evaporação.

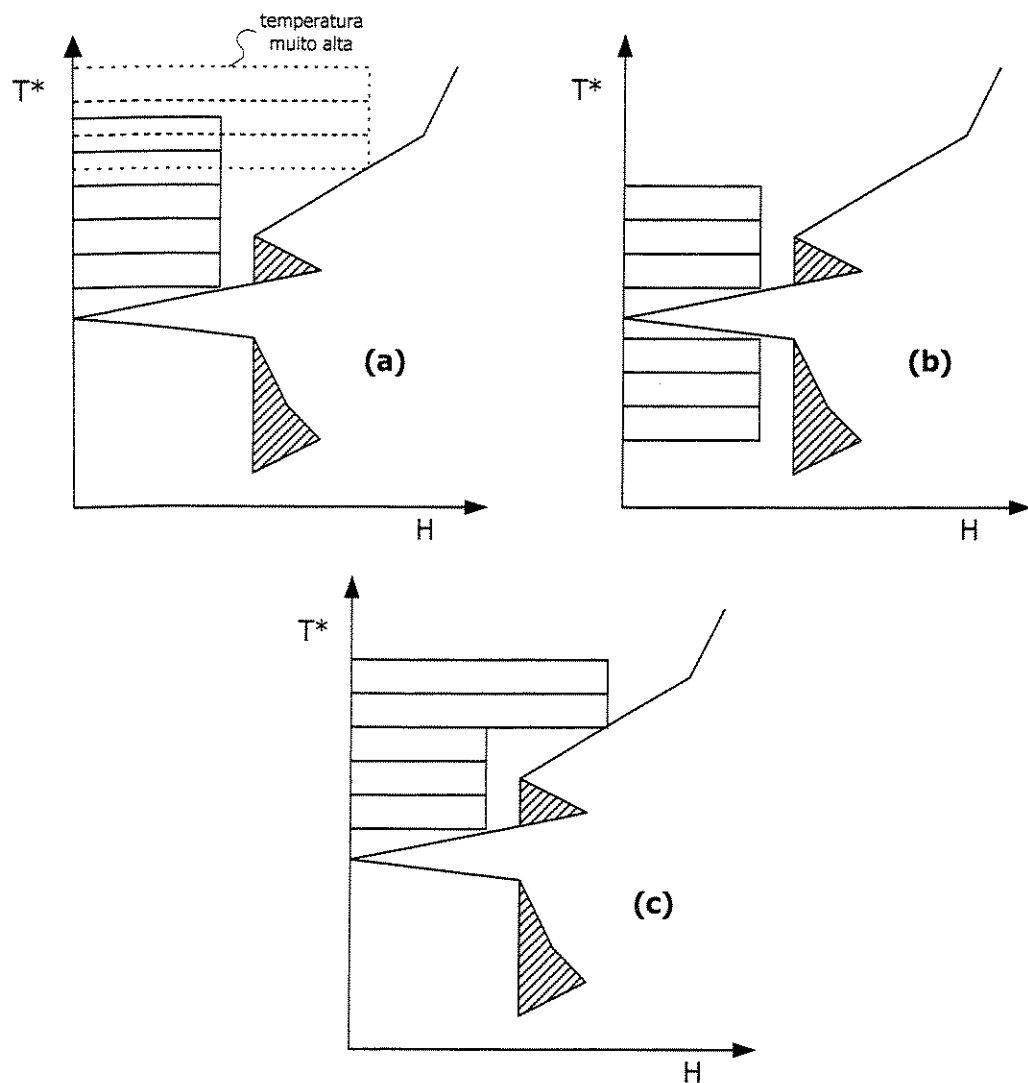


Figura 3.27 - Projeto do evaporador com o auxílio do diagrama de cascata.

SMITH e JONES (1990) apresentam um estudo bastante profundo sobre a integração energética de evaporadores, incluindo um algoritmo desta integração. No entanto, os problemas de calor sensível são abordados apenas superficialmente. Além disso, foram considerados apenas o número de efeitos e o nível de pressão de operação dos efeitos como variáveis para otimização. Outras variáveis importantes como a recompressão de vapores, configuração de alimentação, extração de vapor e o uso de trocadores de calor intermediários não foram estudadas.

Estes autores, neste estudo, concluem que a menor área de troca térmica em sistemas de evaporação é obtida quando a diferença de temperatura é constante entre os efeitos. Para isto, é considerado que o coeficiente global de transferência de calor é o mesmo ao longo dos efeitos. Na prática, isto não ocorre. A diferença de temperatura entre os efeitos é significativa, ocasionando grandes diferenças nos valores dos coeficientes globais, e portanto, grandes diferenças nos valores das áreas de troca térmica. Pretende-se, neste trabalho de tese, abordar este problema, através de um estudo de caso.

Outro problema é como será feita essa integração na prática. Esses estudos encontrados na literatura apenas mostram soluções teóricas, através dos Diagramas de Cascata e o evaporador posicionado. No entanto, não há referência sobre como será feita essa integração. Pretende-se nesse trabalho de tese abordar esse problema, através do uso das correntes de extração de vapor para a integração acima do ponto pinch (WESTPHALEN, 1999) e dos trocadores de calor intermediários para abaixo do ponto pinch.

Há também casos em que a integração energética de evaporadores foi estudada através do algoritmo "Problem Table" por meio da inclusão das correntes do evaporador como correntes de processo (KLEMES et al., 1998). Problemas deste tipo de enfoque serão discutidos no item 6 deste trabalho.

CAPÍTULO 4 - MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO

A área de simulação de processos químicos utilizando o computador tem crescido de maneira vertiginosa nas últimas décadas. Diversos pacotes comerciais podem ser encontrados no mercado. Destaca-se nestes programas a flexibilidade com relação à topologia de um processo, bem como, à variedade de correlações e métodos termodinâmicos para predição de propriedades. Tradicionalmente, a simulação de processos tem sido aplicada nas indústrias de refino de petróleo e petroquímicas, onde os processos de destilação são considerados um dos mais importantes. Entretanto, observa-se que outras áreas também já são beneficiadas por esta ferramenta, como na biotecnologia e na produção de polímeros (EVANS, 1990).

Observa-se, porém, que programas para simulação e projeto de evaporadores múltiplo-efeito não são encontrados comercialmente. Em razão disso, WESTPHALEN (1999) desenvolveu um simulador genérico de sistemas de evaporação (chamado EVSIM) que atende a qualquer configuração possível de um evaporador, incluindo número de efeitos, arranjo de alimentação, trocadores de calor, recompressão térmica ou mecânica de vapor e etc. A linguagem escolhida foi a C++, através do programa Borland C++.

Além de ser um simulador estático de sistemas de evaporação, o EVSIM também permite a integração energética de sistemas de evaporação localizados acima do ponto pinch do processo no qual este sistema se encontra inserido. O principal objetivo deste trabalho de tese é a adaptação do EVSIM para permitir também a integração energética de sistemas de evaporação que se localizem abaixo do ponto pinch de processos. Esta seção tem como objetivo apresentar uma revisão sobre a programação orientada por objetos, e sua utilização no desenvolvimento do programa EVSIM.

4.1 - Ponteiros e estruturas de dados

Ponteiros são tipos especiais de variáveis muito utilizados em algumas linguagens de programação, e em particular na linguagem C. Como definição, ponteiros são variáveis que armazenam endereços de memória de outras variáveis ou funções (SHILDT, 1987). As variáveis do tipo ponteiro são muito úteis nas estratégias de passagem de argumentos entre funções. Uma outra utilidade surge quando se deseja otimizar a velocidade de operações matemáticas envolvendo matrizes.

Os ponteiros, através dos recursos de alocação dinâmica de memória, permitem que matrizes não tenham necessariamente tamanhos fixos e pré-determinados durante a compilação de um programa de computador. Frequentemente, deseja-se que matrizes tenham seus tamanhos definidos apenas durante a execução do programa, permitindo também que a memória seja melhor compartilhada entre as diversas variáveis do programa.

Todo programa de computador é constituído de algoritmos e estruturas de dados. Um bom programa é aquele que faz bom uso de ambos elementos. As estruturas de dados são formas de se organizar informações na memória do computador que permitem grande flexibilidade para alocação dinâmica, acesso e manipulação. O uso das estruturas de dados não está restrito a nenhuma linguagem de programação. Porém, algumas linguagens oferecem um número maior de recursos para o uso eficiente destas.

A estrutura de dados mais familiar ao engenheiro é a matriz. Em termos computacionais, a matriz é uma região contínua de memória do computador que armazena um determinado tipo de variável, como números inteiros, reais, letras, ponteiros, e etc. Embora seu uso seja frequente nos programas científicos, diversas desvantagens são atribuídas a esta estrutura de dados. Inicialmente, a velocidade de acesso aos termos de uma matriz é baixo e o uso direto de ponteiros no qual se manipula diretamente os endereços de memória oferece melhores desempenhos. Mesmo que a linguagem de programação ofereça recursos de alocação dinâmica de memória, todos os termos da matriz devem ser alocados simultaneamente e dessa forma, se não houver

espaço na memória do computador, nenhum termo será alocado. Um mecanismo mais eficiente seria a alocação de um termo de cada vez.

Com o objetivo de oferecer maior versatilidade e eficiência nos códigos de programação, estruturas de dados mais sofisticadas foram concebidas (KRUSE et al, 1991). Os tipos básicos de estruturas de dados são: filas ("queues"), pilhas ("stacks"), listas de conexões ("linked lists"), listas de conexões duplas ("double linked lists") e árvores binárias ("binary trees").

Listas de conexões são estruturas de dados que permitem que seus elementos sejam acessados aleatoriamente dentro da lista. Cada elemento armazena uma conexão (através de um ponteiro) com o próximo elemento da lista, além de suas informações inerentes. No caso das listas de conexões duplas, cada elemento também armazena uma conexão com o elemento anterior da lista. O primeiro elemento da lista tem como conexão anterior um ponteiro nulo, ou seja, um ponteiro que não armazena nenhum endereço de memória. O último elemento da lista tem como próxima conexão também um ponteiro nulo. Dois ponteiros adicionais devem ser criados para indicarem o início e o final da lista, que normalmente são chamados "start" e "last", respectivamente. A figura 4.1 apresenta esquematicamente uma lista de conexões duplas com suas informações representadas pelo termo "Dados". Nesta figura, cada elemento é representado por uma caixa e os ponteiros de conexões por caixas internas, esquerda e direita representando a conexão anterior e próxima, respectivamente.

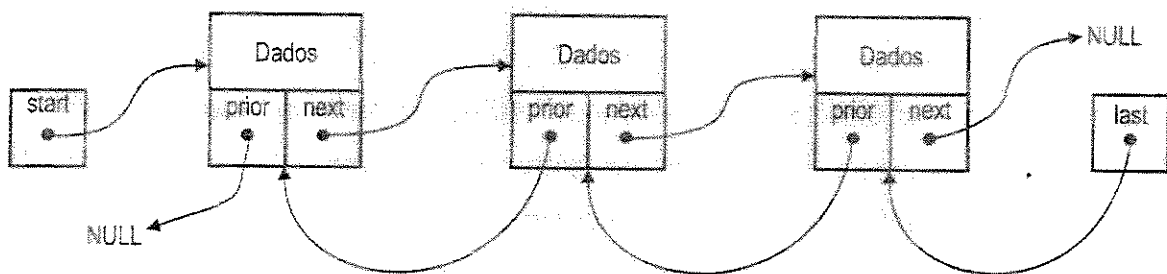


Figura 4.1 - Listas de Conexões Duplas.

Os elementos de uma lista de conexões duplas são alocados na memória do computador sempre durante a execução do programa, um de cada vez. Através do

rearranjo dos ponteiros, facilmente um novo elemento pode ser inserido ou retirado do meio da lista.

4.2 - Programação orientada por objetos

A programação orientada por objetos é uma metodologia para desenvolvimento de programas de computador bastante discutida. Porém, seus conceitos e paradigmas nem sempre são claramente compreendidos. Profissionais da área de computação costumam criar terminologias próprias, disseminando estes termos de tal forma que acabam utilizados de forma inapropriada (LADD, 1990). O termo programação orientada por objetos também corre este risco. Assim, pretende-se discutir os conceitos básicos desta metodologia, ressaltando suas vantagens sobre as convencionais programação linear e a programação estruturada.

As primeiras linguagens de programação foram criadas para o desenvolvimento de programas que efetuavam tarefas relativamente simples, basicamente cálculos. Esses programas eram curtos, com não mais que cem linhas de código e seguiam ao paradigma denominado atualmente de programação linear.

À medida que os computadores evoluíram, a demanda por programas mais complexos foi ampliada. Porém, estas primeiras linguagens eram inadequadas para lidar com tais necessidades. As possibilidades de reutilização de partes de um programa no desenvolvimento de outra aplicação eram praticamente inexistentes. Os programas eram executados seguindo uma longa sequência de instruções, tornando sua lógica difícil de entendimento. O controle do programa era efetuado por pulos – os famosos “GOTO” – sem nenhuma indicação clara de como o programa atingia determinado passo ou porquê. Os dados de uma aplicação eram sempre globais permitindo que fossem modificados em qualquer parte do programa, dificultando ao extremo a tarefa de se consertar erros de código.

No final da década de 60 surgiu um novo paradigma no desenvolvimento de computadores denominado programação estruturada. Programas estruturados são

organizados de acordo com as operações que esses executam. Um programa é dividido em procedimentos individuais ("procedures" ou "functions"), ou sub-rotinas, que desempenham tarefas dentro de um processo maior e mais complexo. Esses procedimentos são criados de forma independente um do outro, cada qual com seus próprios dados e código. As informações são passadas entre os procedimentos através dos chamados parâmetros.

O objetivo disto é tornar a tarefa do desenvolvimento de "software" mais fácil para o programador, aumentando a confiabilidade e facilidade de manutenção dos programas. A divisão de um problema em peças isoladas minimiza as chances de um procedimento afetar desastrosamente um ao outro. Essa compartimentalização permite que códigos sejam escritos de forma mais clara, auxiliando o entendimento da lógica da estrutura de um programa, tornando seu desenvolvimento mais rápido e eficiente.

Mesmo com todas as vantagens da programação estruturada sobre a programação linear, ainda existem algumas falhas. Essas falhas, que se tornam mais aparentes no desenvolvimento de aplicativos mais complexos, frequentemente envolvendo mais de um programador, são resolvidas pela programação orientada por objetos.

A programação estruturada, como apresentado, fundamenta-se na compartimentalização de um problema complexo segundo seus diversos procedimentos. A programação orientada por objetos, em contraste, fundamenta-se na compartimentalização de um problema complexo segundo as informações manipuladas por um programa. Assim, ao invés de se conceber um programa segundo as operações que ele executa, a concepção é efetuada a partir dos dados sobre os quais as operações são efetuadas (RINE e BHARGAWA, 1992). Esta técnica de programação se baseia em classes, que são estruturas abstratas que reúnem dados e procedimentos. Essas classes podem ser criadas a partir de outras classes em uma estrutura tipo árvore (GHOSH, 1991).

Cada dado descrito dentro de uma classe recebe o nome de objeto. O termo objeto não deve ser confundido com os códigos-objeto ("object code") gerados pela compilação de um programa. Assim, por exemplo, uma classe "espécie química" pode ser concebida com o objetivo de se representar um dos componentes presentes no gás combustível de um forno industrial. Os objetos desta classe seriam: peso molecular, fórmula molecular

(número de átomos de carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e enxofre), constantes para cálculo do calor específico, calor de combustão, etc.

Além dos objetos, uma classe também contém a descrição dos procedimentos que podem ser efetuados sobre os objetos. Estes procedimentos recebem o nome de métodos. No exemplo proposto, a classe “espécie química” apresentaria como métodos as operações de consulta, leitura de gravação dos objetos em arquivos de disco. Os elementos de uma classe – objetos e métodos – são genericamente chamados de membros da classe.

Os membros de uma classe são protegidos, isto é, só podem ser acessados a partir dos membros da própria classe. Essa característica da programação orientada por objetos é denominada encapsulamento. Entretanto, frequentemente deseja-se que determinados membros de uma classe sejam acessados por outras partes do programa. Para isso são definidas regras de acesso. Um membro de uma classe pode ser declarado com público (pode ser acessado por qualquer função do programa), privado (apenas para membros da própria classe) e protegido (o mesmo que privado, o membro pode ser acessado por membros das classes derivadas, conforme apresentado adiante).

A partir de uma classe, pode-se conceber novas classes derivadas destas. As classes derivadas herdam todos os membros da classe original, e normalmente são incluídos novos membros mais específicos. Este recurso é denominado herança. Uma das vantagens dessa criação hierárquica de classes está na melhor organização do programa. Um código computacional organizado acelera seu desenvolvimento e facilita a procura de eventuais erros de lógica e programação. Porém, a vantagem mais significativa é a possibilidade de inclusão de novas classes, pois todas as rotinas comuns já descritas na classe original são automaticamente herdadas, não havendo necessidade de repetição de código.

4.3 - Representação computacional dos módulos de um evaporador

Entende-se por módulo, neste contexto, qualquer equipamento (efeito, trocador de calor, tanque de expansão, compressor, etc.) e correntes especiais (alimentação, produto final, vapor de aquecimento e extração de vapor). Estes módulos, como será visto adiante, estarão organizados em classes descendentes de uma classe básica chamada "module".

Procurando-se desenvolver uma estrutura de dados que traga maior flexibilidade ao usuário durante a operação do programa, estes módulos são organizados através de uma lista de conexões duplas. Como vantagens pode-se citar a inexistência de um número pré-definido de módulos, e a possibilidade de inclusão e exclusão de um módulo a qualquer instante durante a operação do programa (WESTPHALEN e WOLF MACIEL, 1996).

Cada módulo possui dois ponteiros que localizam o módulo dentro da lista de conexões: "_Mprior" e "_Mnext". O símbolo "_" será sempre utilizado no início do nome de um ponteiro para diferenciá-lo de outras variáveis. Considerando que a classe "module" será a base genérica das outras classes descendentes, cada módulo conterá também dois ponteiros ("_Vprior" e "_Vnext") para referenciar os módulos anterior e posterior com relação ao fluxo de vapor. De modo semelhante, são definidos os ponteiros "_Lprior" e "_Lnext" para referenciar a posição do módulo dentro da topologia com relação aos fluxos de líquido e os ponteiros "_Cprior" e "_Cnext" com relação aos fluxos de condensado. Os ponteiros "_Mprior" e "_Mnext" tem como função organizar os módulos na memória do computador para fins de interface com o usuário, operação com arquivos, representação gráfica na tela do computador, etc. Os outros ponteiros têm como função descrever a topologia do evaporador múltiplo-efeito. A figura 4.2 apresenta a estrutura de ponteiros da classe básica "module".

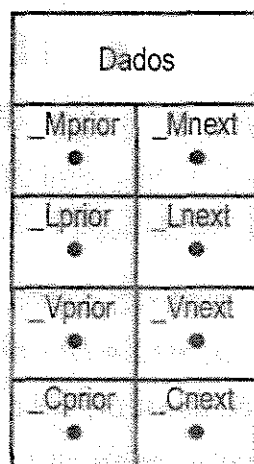


Figura 4.2 - Estrutura de ponteiros da classe "module".

Como descendentes diretos da classe "module" foram criadas as classes "feed_stream", "product_stream", "steam_stream" e "bleed_stream" para representar as principais correntes de um sistema de evaporação: alimentação, produto final, vapor de aquecimento e extração de vapor. Ainda como classes descendentes diretas de "module" foram criadas as classes "flash", "heat_exchanger", "heat_exchanger_ext", "thermo_compressor" e "mechanical_compressor" para representar os equipamentos tambor de expansão, trocador de calor intermediário, trocador de calor intermediário com aquecimento externo, termocompressor e compressor mecânico, respectivamente.

Procurando explorar melhor as similaridades entre os diversos tipos de equipamentos de um evaporador, a partir da classe "flash" foram criadas as classes descendentes "effect" e "effect_ext" para representar um efeito e um efeito com aquecimento externo, respectivamente. Todos estes três equipamentos podem apresentar até duas correntes de saída de vapor simultâneas: uma saída de vapor direcionada ao próximo efeito ou condensador e outra saída direcionada para um trocador de calor, compressor mecânico ou termocompressor. O ponteiro que referencia a segunda corrente de saída de vapor foi denominado "_Vnext2".

A classe "effect" ainda pode apresentar duas correntes de entrada de vapor: uma entrada proveniente do efeito anterior ou vapor vivo e outra entrada de vapor proveniente de um compressor mecânico ou termocompressor. O ponteiro que referencia a segunda

corrente de entrada de vapor foi denominado “_Vprior2”. Este módulo também pode apresentar duas correntes de entrada de condensado, caso a corrente de condensado de um trocador de calor intermediário seja expandida em efeitos posteriores. O ponteiro que referencia a segunda corrente de entrada de condensado foi denominado “_Cprior2”.

A classe “thermo_compressor” também apresenta um ponteiro extra para referenciar a entrada de vapor de alta pressão. Este ponteiro foi denominado “_Vprior2”. A figura 4.3 apresenta as classes derivadas de “module”.

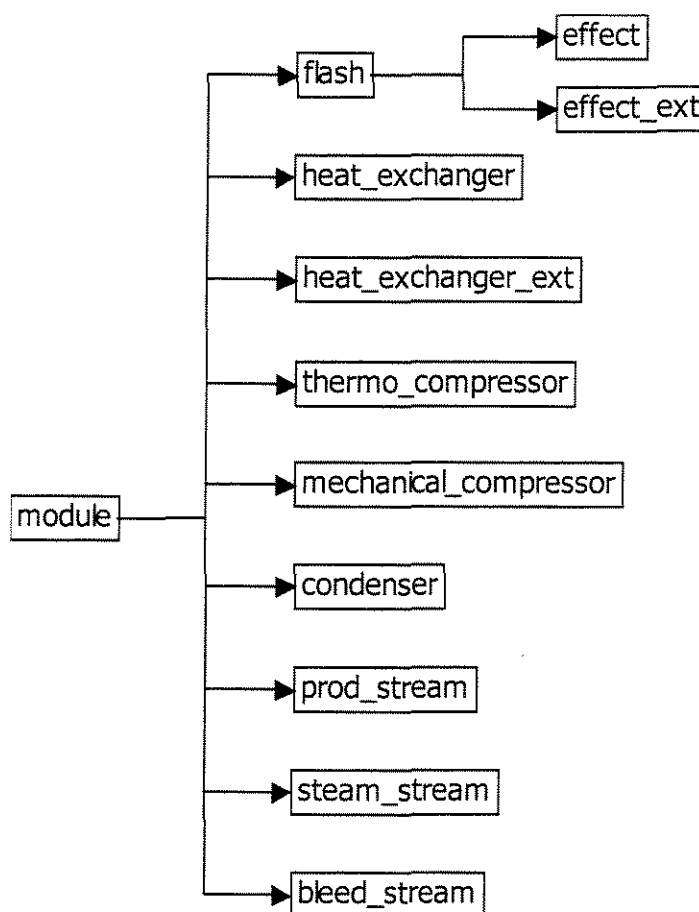
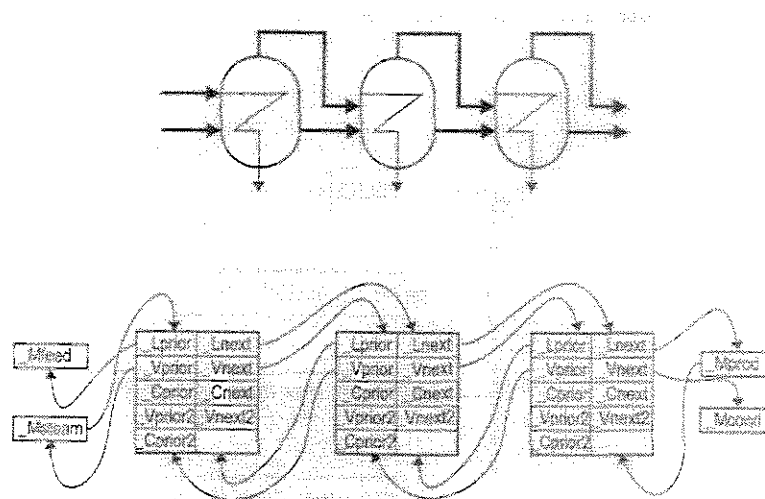


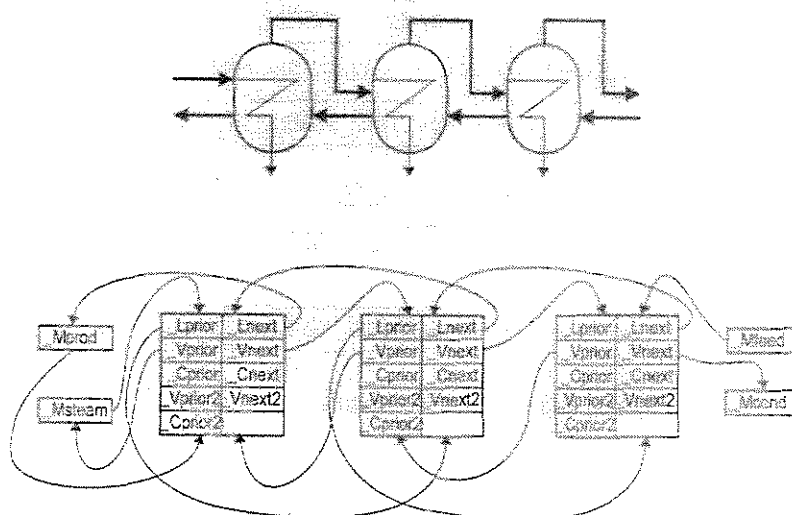
Figura 4.3 - Classes derivadas de "module".

Através desta estrutura de ponteiros armazenada na memória do computador, é possível a montagem de qualquer topologia encontrada em sistemas de evaporação. É importante ressaltar também que esta estrutura de listas de conexões duplas facilitará o desenvolvimento do modelo matemático. A figura 4.4, procurando exemplificar este fato,

apresenta a estrutura de ponteiros para diversas topologias de evaporadores. Para fins de clareza, não são apresentados nesta figura os objetos referentes às correntes de alimentação, produto final e vapor de aquecimento. Estes objetos foram denominados no programa através dos nomes “_Mfeed”, “_Mprod” e “_Msteam”, respectivamente, e assim foram representadas na figura 4.4.



(a) alimentação frontal



(b) alimentação reversa

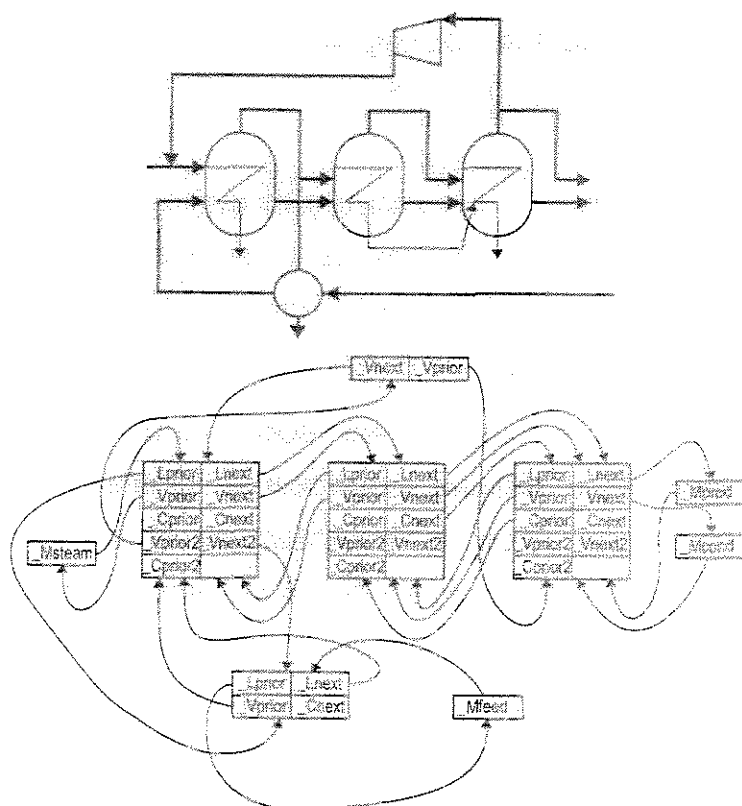
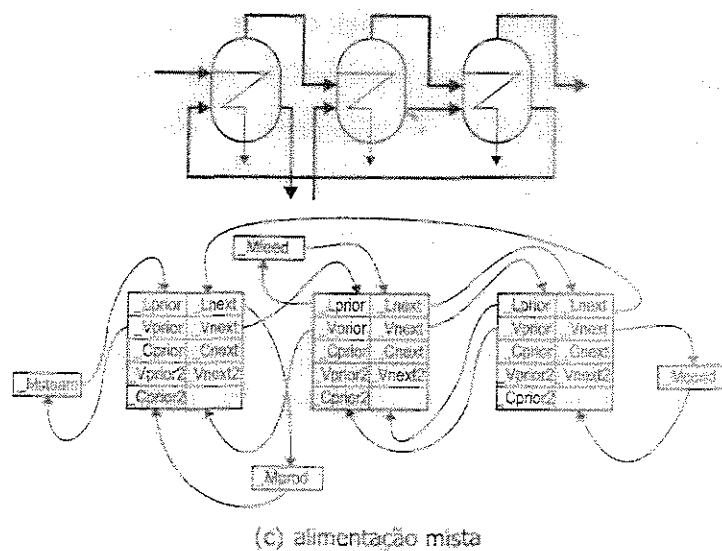


Figura 4.4 - Descrição da topologia de evaporadores.

Cada classe possui seu método de resolução dos balanços de massa e energia em regime permanente. Todos os métodos possuem o nome de "Steady_State_Balance()", derivadas de uma função virtual da classe "module". Através do recurso de polimorfismo, o programa principal será capaz de executar as rotinas de resolução dos balanços de massa e energia de qualquer tipo de módulo através de uma mesma linha de comando.

4.4 - Modelagem dos módulos de um evaporador

4.4.1 - Corrente de alimentação

A corrente de alimentação tem como funções dentro do programa armazenar as informações relativas ao líquido que alimenta o evaporador: vazão, composição e temperatura. O ponteiro "_Lnext" é fundamental, pois ele referencia dentro do sistema de evaporação em qual módulo está sendo efetuada a alimentação.

Através deste módulo o usuário deverá informar ao programa que tipo de fluido estará sendo simulado. Como estrutura computacional, foi criada uma classe genérica "fluid" com os métodos para cálculo da temperatura de ebulição de uma corrente em função da pressão e composição e também para o cálculo da entalpia de uma corrente líquida em função de temperatura e composição. A partir desta classe genérica foi criada uma estrutura de classes derivadas conforme apresentado na figura 4.5.

4.4.2 - Corrente de vapor de aquecimento

Este módulo tem como funções armazenar as informações relativas ao vapor vivo: vazão pressão, se saturado ou temperatura. Para o cálculo das propriedades termodinâmicas desta corrente, como também, para qualquer outro ponto do programa

onde as propriedades da água pura devem ser conhecidas, foi criada uma classe chamada "Tsteam". Esta classe contém como objetos as propriedades intensivas de uma corrente de água pura (pressão, temperatura, título, entalpia e entropia) e como métodos rotinas para cálculo de pressão de vapor, temperatura de ebulição, entalpia da água líquida, calor latente de vaporização, entalpia da água como gás ideal, entropia de vaporização e entropia da água como gás ideal. O ponteiro "_Vnext" do módulo é fundamental, pois ele referencia dentro do sistema de evaporação em qual módulo está sendo efetuado o aquecimento com vapor vivo.

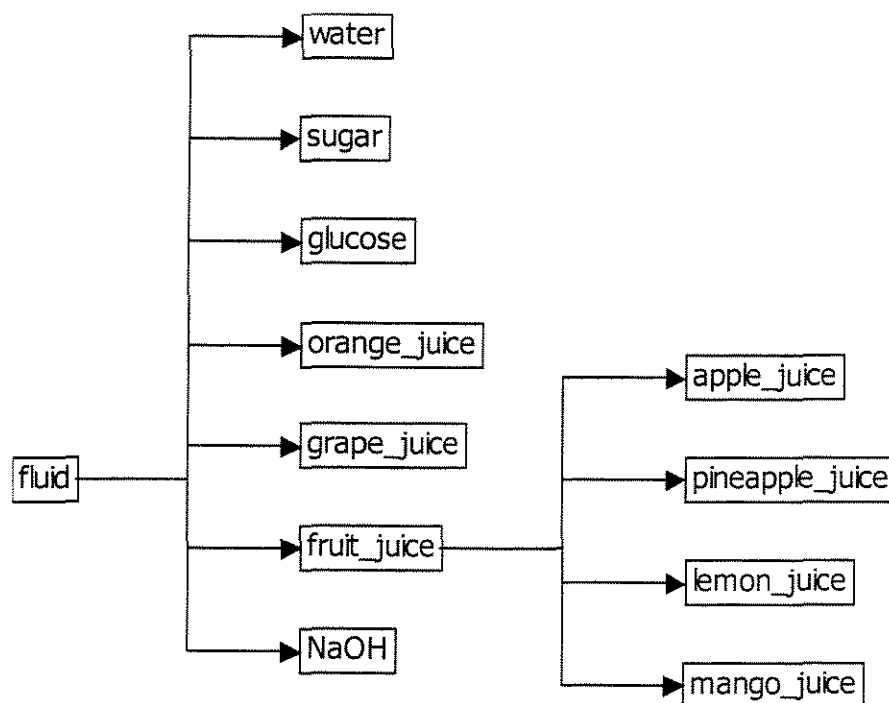


Figura 4.5 - Classes derivadas de "fluid".

4.4.3 - Corrente de produto

Este módulo simplesmente armazena o valor da concentração do líquido que é concentrado no sistema de evaporação. Dentro da lista de conexões duplas de módulos

que descreve o sistema de evaporação, o ponteiro “_Lprior” armazena em qual módulo se dá a retirada de produto final.

No caso dos endereços de memória armazenados pelo ponteiro “_Vnext” do módulo corrente de vapor e pelo ponteiro “_Lnext” do módulo corrente de alimentação serem iguais, pode-se afirmar que o evaporador descrito é do tipo alimentação frontal. Caso o ponteiro “_Vnext” do módulo corrente de vapor ser igual ao ponteiro “_Lprior” do módulo corrente de produto, conclui-se que o arranjo do evaporador é de alimentação reversa. Se nenhuma destas condições for obedecida, o evaporador é tipo alimentação mista. Pode-se notar, assim, que a análise destes ponteiros é capaz de descrever com precisão a topologia de um sistema de evaporação.

4.4.4 - Corrente de extração de vapor

Para as situações onde se deseja efetuar uma extração de vapor para integração térmica entre o evaporador e o resto do processo, deve-se incluir na estrutura do equipamento um módulo corrente de extração de vapor. Neste módulo, é armazenado o valor de vazão de vapor extraída. O ponteiro “_Vprior” armazena o endereço de memória do efeito onde é efetuada a extração do vapor.

4.4.5 - Efeito simples

Pode-se dizer que este é o módulo mais importante de um sistema de evaporação. Para cada efeito admite-se no máximo duas correntes de entrada de vapor, duas correntes de saída de vapor e duas correntes de entrada de condensado. Um único modelo matemático foi desenvolvido para qualquer que seja o arranjo do evaporador.

O algoritmo desenvolvido resolve o conjunto de equações de balanço de massa, energia e projeto a partir do conhecimento das correntes de entrada do efeito (líquido, vapor e condensado), calculando as correntes de saída (líquido, vapor e condensado).

Para tanto, uma estimativa inicial da concentração de saída é efetuada. A partir desta estimativa inicial, são resolvidas as equações de balanço material. A pressão de operação é um dado especificado, e assim com os valores de concentração e pressão pode-se calcular a temperatura de ebulição da solução no interior do equipamento. Este valor de temperatura é utilizado para o cálculo das entalpias de saída e do vapor total de saída.

Procede-se o cálculo do balanço de energia. Caso o resultado deste balanço esteja acima da tolerância adotada, repete-se o laço com um novo valor de concentração de saída. O método utilizado para a atualização das novas estimativas das concentrações de saída foi o da bissecção. Este método não oferece convergência rápida, porém apresentou-se mais robusto que o método da secante na resolução do conjunto de equações. A vazão do vapor de saída é sempre calculada pelo acessório (compressor mecânico, termocompressor, trocador de calor ou extração) na qual esta corrente está conectada. Pelo balanço material determina-se o valor da vazão total de água evaporada e por diferença calcula-se a vazão de vapor vegetal que segue para o próximo efeito ou condensador.

4.4.6 - Efeito com aquecimento externo

O efeito com aquecimento externo é semelhante ao efeito simples com a diferença que seu aquecimento não é efetuado com vapor. Este módulo é utilizado na situação em que uma corrente quente do processo é integrada com o sistema de evaporação. O valor da carga térmica é função desta corrente de processo e deve ser um valor especificado.

4.4.7 - Trocador de calor intermediário

O módulo trocador de calor intermediário é utilizado para aquecer uma corrente de líquido utilizando como meio de aquecimento alguma corrente quente proveniente do processo, com a finalidade de se integrar calor entre o processo e o sistema de

evaporação. A carga térmica é uma especificação do modelo matemático. Através do balanço de energia calcula-se a entalpia específica do líquido de saída. Conhecendo-se a concentração de saída de líquido e sua entalpia específica, pode-se determinar o valor de temperatura desta corrente com o auxílio do método da secante. O ponteiro “_Lprior” armazena o endereço de memória do efeito anterior seguindo o fluxo de líquido.

4.4.8 - Compressor mecânico

O compressor mecânico recomprime o vapor vegetal de um dos efeitos para que seja utilizado como meio de aquecimento de algum outro efeito que se encontre em maior pressão. As especificações deste módulo são: pressão de descarga do compressor, eficiência isentrópica da compressão e potência do compressor.

Inicialmente, admite-se que a compressão ocorra de forma isentrópica. A partir da pressão de descarga do compressor e da entropia desta corrente, pode-se calcular a entalpia de saída através de um “flash” isentrópico. A classe “Tsteam” descrita anteriormente foi elaborada de forma a efetuar este tipo de cálculo. Como resultado, chega-se ao valor da entalpia de descarga isentrópica (h_{vout}^{iso}). O valor real da entalpia da corrente de descarga (h_{vout}) é calculado a partir da definição da eficiência de compressão isentrópica (4.1):

$$\eta = \frac{(h_{vout}^{iso} - h_{vin})}{(h_{vout} - h_{vin})} \quad (4.1)$$

Com o valor real de entalpia da corrente de saída do compressor, calcula-se a sua temperatura através de um “flash” isentálpico. A vazão de vapor vegetal que é comprimida é calculada através do balanço de energia. Este valor é utilizado como a segunda corrente de saída de vapor de um efeito.

4.4.9 - Termocompressor

De modo semelhante ao compressor mecânico, o termocompressor recomprime o vapor vegetal de um dos efeitos para que seja utilizado como meio de aquecimento de algum outro efeito que se encontre em maior pressão. Ao invés de energia mecânica, o termocompressor utiliza vapor de alta pressão para comprimir o vapor succionado de um efeito. As especificações deste módulo são: pressão de descarga do termocompressor e eficiência da termocompressão. O termocompressor sempre deverá estar conectado a um módulo do tipo vapor de aquecimento e sua conexão lógica com este módulo é realizada pelo ponteiro “_Vprior2”. O valor da vazão de vapor deste módulo também deve ser especificado.

O modelo matemático desenvolvido para representar um termocompressor é baseado na analogia com sistema turbina – compressor acoplados. Neste sistema, vapor de alta pressão é expandido numa turbina gerando potência que é consumida comprimindo o vapor de baixa pressão. Ambos os processos (expansão de compressão) são admitidos isoentrópicos. As duas correntes de descarga são misturadas, gerando a corrente de descarga do sistema turbina – compressor.

A taxa de compressão do termocompressor é definida como sendo a relação entre as vazões de vapor succionado e o jato de vapor. A eficiência do sistema turbina – compressor (η) é definida como sendo a razão entre as taxas de compressão isoentrópica e real, conforme a equação (4.2):

$$\eta = \frac{\left(\frac{V_{in}}{V_{jet}} \right)^{iso}}{\left(\frac{V_{in}}{V_{jet}} \right)} \quad (4.2)$$

4.4.10 - Tambor de expansão

O tambor de expansão é semelhante ao efeito com aquecimento externo onde o valor da carga térmica é zero, ou seja, não existe nenhum aquecimento. O calor latente necessário para a evaporação da água é fornecido do calor sensível resultante do resfriamento do líquido.

O algoritmo desenvolvido para a resolução dos balanços de massa e energia para este módulo é exatamente o mesmo que o já explicado para efeito com aquecimento externo. Na verdade, explorando os recursos da programação orientada por objetos, o código computacional foi implementado apenas na classe "flash", e a classe "effect_ext" por herança utiliza o mesmo algoritmo.

4.4.11 - Condensador

O vapor vegetal gerado no último efeito, em relação ao fluxo de vapor, segue para o condensador e sistema de vácuo, onde é condensado utilizando água de resfriamento. Dois tipos de condensadores foram implementados: condensador de superfície e condensador de contato.

No condensador de superfície o vapor vegetal é condensado num trocador de calor convencional passando pelo casco, enquanto que a água de resfriamento passa pelo lado dos tubos, sem que os fluidos entrem em contato direto. No condensador de contato, a água de resfriamento entra em contato direto com o vapor vegetal e normalmente este equipamento está associado a uma coluna barométrica para a manutenção do vácuo.

As temperaturas de entrada e saída da água de resfriamento são valores especificados, bem como a pressão de operação do condensador. A partir destes valores é possível o cálculo de todas as correntes de saída, água de resfriamento e condensado. Com estes valores de entalpia, as equações de balanço material e energético são resolvidas simultaneamente para o cálculo do consumo de água de resfriamento.

4.5 - Simulador estático de sistemas de evaporação

O programa EVSIM consiste em um simulador estático e dinâmico de sistemas de evaporação. Efeitos do evaporador, correntes de extração, termocompressores, compressores mecânicos e correntes de vapor são facilmente incluídos através de uma “palheta” de módulos do programa. A conexão entre os módulos é feita “graficamente”, arrastando o mouse desde a saída de um módulo até qualquer posição do módulo seguinte. A figura 4.6 mostra um exemplo da tela do programa.

Duas opções de simulação podem ser implementadas no programa:

- cálculo do consumo de vapor vivo (composição do produto especificada);
- cálculo da composição do produto (consumo de vapor vivo especificada).

Para quaisquer das duas opções acima as seguintes variáveis devem ser especificadas para os módulos disponíveis:

- (a) Corrente de alimentação: vazão, temperatura, composição e tipo de fluido sendo concentrado. No programa estão disponíveis os seguintes tipos de fluido: água, soluções de açúcar, glucose, NaCl e NaOH, além dos sucos de laranja, abacaxi, manga, limão, maçã e uva;
- (b) Corrente de vapor de aquecimento: pressão, temperatura, ou então informar que o vapor se encontra saturado, além da vazão se for feito o cálculo da composição final do produto;
- (c) Condensador: pressão, temperaturas de entrada e saída da água de resfriamento (superfície ou contato);
- (d) Corrente de produto: composição final do produto caso seja feito o cálculo da vazão do vapor de aquecimento;

- (e) Efeitos: pressão de operação;
- (f) Efeitos com aquecimento externo: pressão de operação e carga térmica;
- (g) Trocadores de calor intermediários: temperatura de saída do líquido;
- (h) Trocadores de calor com aquecimento externo: carga térmica;
- (i) Termocompressores: pressão de descarga e eficiência. Além dessas informações inerentes ao termocompressor, uma corrente de vapor deve ser adicionada, representando o jato de vapor motriz, onde devem ser especificados os valores de vazão, pressão e temperatura ou a informação de que o vapor se encontra saturado;
- (j) Compressores mecânicos: pressão de descarga, potência e eficiência isoentrópica;
- (k) Tambor de expansão (flash): pressão de operação.

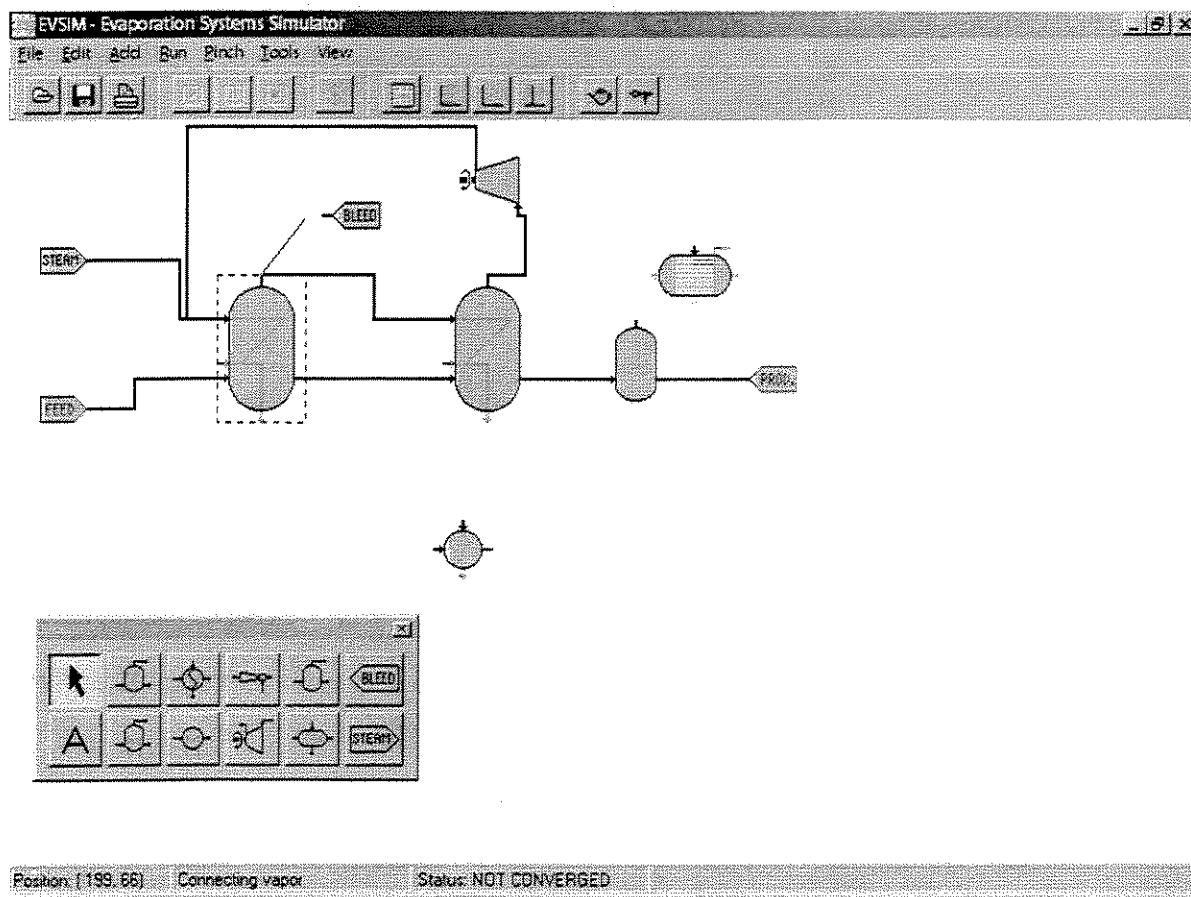


Figura 4.6 - Tela do programa EVSIM.

As informações de coeficiente global e área são opcionais para os módulos efeito e trocador de calor intermediário. Além das informações individuais de cada módulo, a topologia também deve ser descrita através da interface gráfica para que os ponteiros das listas de conexões sejam determinados.

Na opção em que a concentração do produto é especificada, o consumo de vapor de aquecimento é calculado através de um algoritmo que usa o método da bissecção para a atualização dos valores de vazão de vapor de aquecimento entre as iterações (figura 4.7). Na inicialização admite-se que a água evaporada total seja igualmente dividida entre os efeitos. Já o cálculo da concentração da corrente de produto a partir do conhecimento da vazão de vapor de aquecimento é mais simples pois todas as rotinas de balanço de massa e energia de todos os módulos são desenvolvidas para o cálculo das correntes de saída a partir do conhecimento das correntes de entrada (figura 4.8).

O projeto (dimensionamento) dos efeitos e trocadores de calor também pode ser feito pelo EVSIM. Para tal, os coeficientes globais de transferência de calor dos trocadores devem ser especificados. Já os coeficientes globais dos efeitos podem ser especificados ou preditos pelas equações propostas por Baloh, Schwedenformel, Speyerer ou Hopstock (WESTPHALEN, 1999).

As opções de projeto se referem ao cálculo do perfil de pressão dos efeitos do sistema de evaporação. Como primeira opção, os valores de pressão são especificados pelo usuário. Na segunda opção, o evaporador é projetado para que a diferença de temperatura seja a mesma entre os efeitos, o que conduz ao projeto com menor custo quando o coeficiente global é o mesmo em todos os efeitos, segundo SMITH e JONES (1990).

Além do projeto do sistema de evaporação o programa EVSIM também é capaz de calcular os custos anualizados de operação e de capital do sistema simulado. Um exemplo de projeto de um sistema de evaporação será abordado no próximo item.

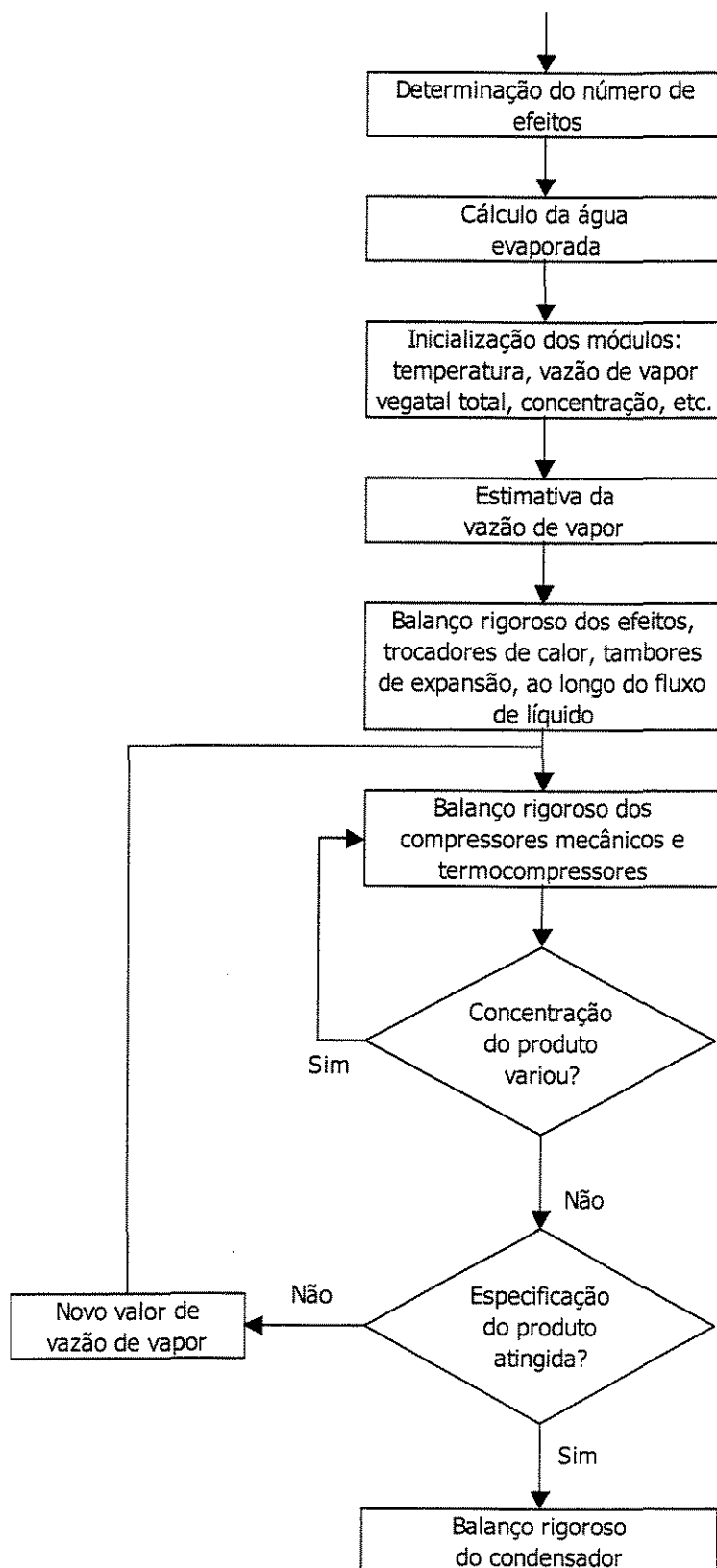


Figura 4.7 – Algoritmo para cálculo da vazão de vapor de aquecimento.

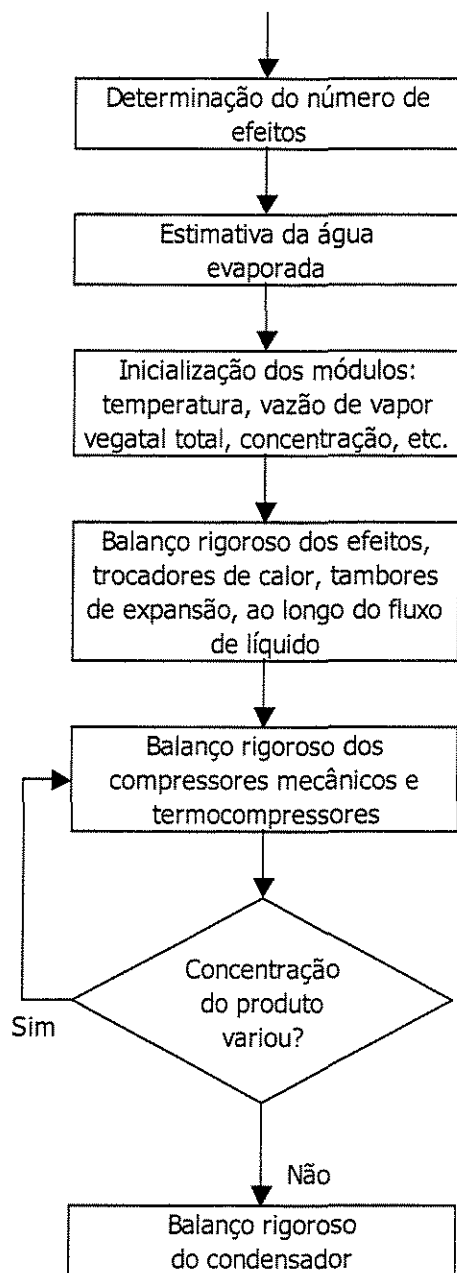


Figura 4.8 - Algoritmo para cálculo da composição de produto.

4.6 - Exemplo de simulação de sistema de evaporação

Nesta seção, com o objetivo de se exemplificar o projeto de um sistema de evaporação, serão utilizados os dados descritos abaixo (SMITH e JONES, 1990) no programa EVSIM para um evaporador com três efeitos e alimentação frontal. A utilização de outros arranjos de alimentação, ou a de acessórios, como o aproveitamento de condensados, extração de vapor, recompressão de vapor e trocadores de calor intermediários será analisada no próximo capítulo, quando serão discutidos os perfis de entalpia propostos neste trabalho para os sistemas de evaporação.

- corrente de alimentação: 7646,4 kg/h, com 10% de sólidos a 50°C;
- corrente de produto: 60% de sólidos;
- tipo de fluido: solução de açúcar;
- vapor saturado a 150°C;
- diferença de temperatura entre efeitos: 10°C;
- condensador tipo superfície operando a 30 kPa;
- água de resfriamento: temperaturas inicial e final de 25 e 40°C.

Utilizando os custos de utilidades dispostos na tabela 4.1, os resultados da simulação do sistema de evaporação proposto estão apresentados em detalhes na tabela 4.2. Para os cálculos econômicos foram considerados 8500 horas de operação por ano, 10 anos de vida útil dos equipamentos para efeito de depreciação e uma taxa de juros anual de 12%. Os custos dos equipamentos são calculados a partir de dados publicados por PETERS e TIMMERHAUS (1991).

Tabela 4.1 - Custo unitário de utilidades.

Utilidade	Custo
Vapor (150 kPa)	5,29 \$/ton
Água de resfriamento	20,00 \$/1000 m ³

Tabela 4.2 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação proposto com alimentação frontal.

Efeito	Pressão (kPa)	Temperatura (°C)	Composição		Água Evaporada (kg/h)
			Inicial	Final	
#1	76,48	92,46	0,1000	0,1380	2103,95
#2	51,12	82,26	0,1380	0,2244	2134,89
#3	30,00	71,87	0,2244	0,6000	2133,12
Água Evaporada Total (kg/h)					6372,00
Consumo de Vapor (kg/h)					2789,84
Custo do Vapor (\$/h)					14,76
Água de Resfriamento (kg/h)					79961
Custo da Água de Resfriamento (\$/h)					1,60
Custos Anualizados (\$/ano)					
Operação					139039
Capital					73864
Total					212903

Este mesmo exemplo será utilizado no próximo capítulo, a fim de se analisar os diferentes arranjos de sistemas de evaporação através de seus perfis de entalpia, além de um exemplo de integração energética com um processo proposto.

CAPÍTULO 5 - INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DE SISTEMAS DE EVAPORAÇÃO

O capítulo anterior deste trabalho de tese foi dedicado exclusivamente à modelagem e simulação de sistemas de evaporação isolados. No entanto, um evaporador é apenas um equipamento de separação que normalmente faz parte de um processo maior constituído de outras operações. A otimização de um equipamento de evaporação não deve ser efetuada de maneira isolada, mas sim no conjunto do processo como um todo.

Nesta seção será proposta uma nova metodologia para a integração de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch através de trocadores de calor intermediários. Por isto, será feita antes uma discussão sobre os perfis de entalpia de sistemas de evaporação, que será utilizada como base no desenvolvimento desta metodologia.

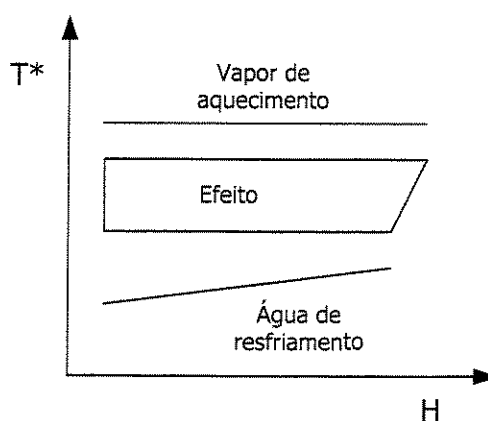
5.1 - Perfis de entalpia de sistemas de evaporação

Para a análise energética de sistemas de evaporação, uma representação rigorosa no diagrama temperatura – entalpia destes equipamentos foi proposta por WESTPHALEN (1999). Como já citado anteriormente, no eixo de temperatura são utilizados valores deslocados. Uma diferença mínima de temperatura deve ser especificada para a construção deste tipo de diagrama.

5.1.1 - Evaporação com único efeito

Como já foi discutido no item 3.3 deste trabalho, SMITH e JONES (1990) propuseram uma representação de evaporadores no diagrama temperatura – entalpia que despreza os efeitos de calor sensível. Aqui será utilizada a representação proposta por WESTPHALEN (1999), que leva em consideração estes efeitos.

A representação de um evaporador contendo um efeito simples pode assumir três configurações típicas, em função da temperatura da corrente de alimentação. Na figura 5.1 está representado um efeito com temperatura da corrente de alimentação inferior à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito.



UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

Figura 5.1 - Perfil de entalpia de um evaporador com único efeito com temperatura da corrente de alimentação inferior à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito.

Nesta figura estão indicadas as representações das correntes de vapor de aquecimento (em vermelho) e do condensador (em azul). Como o vapor de aquecimento cede apenas calor latente, sua temperatura é constante e portanto representada no diagrama através de uma linha horizontal. Deve-se ressaltar que o vapor de aquecimento está representado neste diagrama no valor de sua temperatura subtraída de metade da diferença mínima de temperatura. O condensador está representado por uma linha inclinada porque a água de resfriamento troca calor sensível, ou seja, às custas de variação de temperatura.

O efeito, então, é representado por um trapézio. A linha superior representa a carga térmica recebida pelo efeito e está localizada no valor da temperatura de ebulição da solução no interior do efeito acrescida de metade da diferença mínima de temperatura. Os valores de carga térmica da corrente de vapor de aquecimento e do valor recebido pelo efeito são coincidentes, pois o sistema se encontra em balanço térmico. Caso as linhas de vapor vivo e a superior estejam representadas no mesmo valor de temperatura, significa que a diferença de temperatura entre estas correntes é exatamente igual a diferença de temperatura mínima especificada, já que ambas estão deslocadas, porém em sentido contrário.

A linha inferior do trapézio representa a quantidade de calor disponível pelo efeito para ser utilizado como meio de aquecimento em algum outro ponto do processo. Neste caso, toda esta quantidade de calor está sendo recebida pela água de resfriamento no condensador. Esta linha inferior está representada no valor da temperatura de ebulição da água pura correspondente a pressão do efeito, subtraída de metade da diferença mínima de temperatura. É importante ressaltar que nesta linha inferior a temperatura de ebulição da água pura é utilizada ao invés da temperatura de ebulição da solução. Isto porque o vapor vegetal é sempre vapor superaquecido, entretanto, quando este vapor superaquecido é condensado na superfície de um tubo forma-se uma película de condensado na temperatura de saturação da água pura, que funciona como uma resistência à transferência de calor. O potencial térmico decorrente do uso de vapor vegetal como meio de aquecimento deve ser portanto ser calculado sempre na temperatura de saturação da água pura, desprezando estes efeitos de superaquecimento.

Quando a elevação do ponto de ebulição é desprezado, as linhas superior e inferior da representação de um efeito no diagrama temperatura – entalpia ficam distantes exatamente pela diferença mínima de temperatura. Quando este fator não é desprezado, a diferença entre estas linhas é maior que a diferença mínima de temperatura.

A diferença de carga térmica entre as linhas superior e inferior corresponde ao calor sensível necessário para aquecer a corrente de alimentação. Conclui-se que parte do vapor vivo é consumido para aquecer a corrente de alimentação até a temperatura de ebulição da solução. Por isto, esta quantidade de calor não é “cascadeada” adiante pelo vapor vegetal.

Na figura 5.2, o termo de calor sensível resultante do resfriamento da corrente de alimentação até a temperatura de ebulição da solução favorece a evaporação. Consequentemente, o calor disponível pelo vapor vegetal é maior que o fornecido pelo vapor de aquecimento.

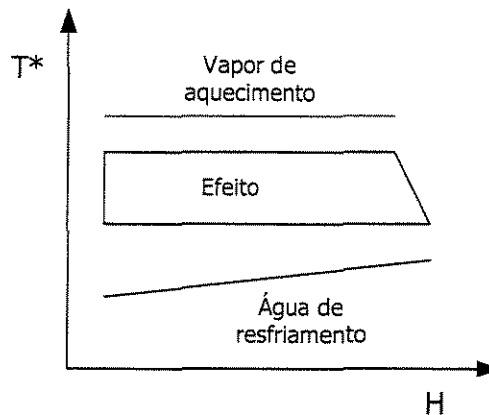


Figura 5.2 - Perfil de entalpia de um evaporador com único efeito com temperatura da corrente de alimentação superior à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito.

Finalmente, a figura 5.3 apresenta um efeito de evaporação onde a corrente de alimentação se encontra exatamente na temperatura de ebulição da solução no interior do efeito. Nesta situação, não existe nenhum termo de calor sensível e a representação gráfica do efeito é dada por um retângulo.

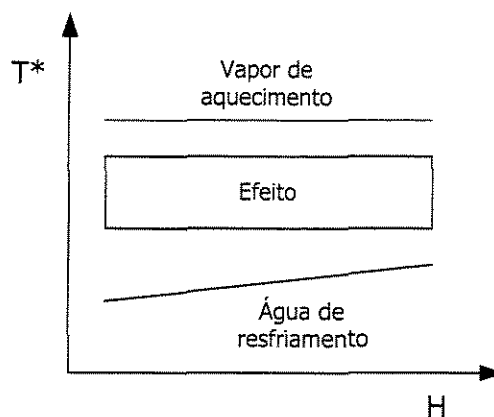


Figura 5.3 - Perfil de entalpia de um evaporador com único efeito com temperatura da corrente de alimentação igual à temperatura de ebulição da solução no interior do efeito.

5.1.2 - Evaporação em múltiplo efeito

A figura 5.4 apresenta três sistemas de evaporação com três efeitos, nas configurações de alimentação frontal, reversa e mista, com seus respectivos perfis de entalpia. Para todas as situações, a temperatura da corrente de alimentação é inferior à temperatura de ebulição da solução no efeito de alimentação de líquido; e a diferença de temperatura entre os efeitos é igual ao valor da diferença mínima de temperatura especificada.

Nos evaporadores com alimentação frontal (figura 5.4a), o líquido de um efeito segue sempre para um efeito de menor pressão, e consequentemente, com menor temperatura. Os termos de calor sensível entre os efeitos, dessa forma, auxiliam a evaporação e como resultado a quantidade de água evaporada por efeito é crescente ao longo dos efeitos ordenados pelo fluxo de vapor.

Nos evaporadores com alimentação reversa (figura 5.4b), o líquido de um efeito segue sempre para um efeito com maior pressão, e consequentemente com maior temperatura. Nesta situação, o calor sensível entre os efeitos é negativo e por isto a quantidade de água evaporada por efeito é decrescente ao longo dos efeitos ordenados pelo fluxo de vapor.

Nos evaporadores com alimentação mista (figura 5.4c), não existe regra fixa para o sentido das correntes de líquido. A quantidade de água evaporada por efeito terá seu perfil em função da configuração dos fluxos de líquido para cada situação específica.

Nem sempre a diferença de temperatura entre os efeitos é a mesma, por exemplo, em casos em que os efeitos são dimensionados para que a área de transferência de calor seja a mesma em todos os corpos, facilitando sua construção e montagem. Nesta situação, como os coeficientes globais de transferência de calor são diferentes para cada efeito, para que todos tenham a mesma área é necessário que as diferenças de temperatura sejam diferentes.

A figura 5.5 apresenta o perfil de entalpia de um equipamento no qual as diferenças de temperatura são diferentes da mínima especificada. Quando a diferença de

temperatura entre dois efeitos é maior que a mínima, seus trapézios são representados separados. No caso inverso, os trapézios apresentam-se parcialmente sobrepostos.

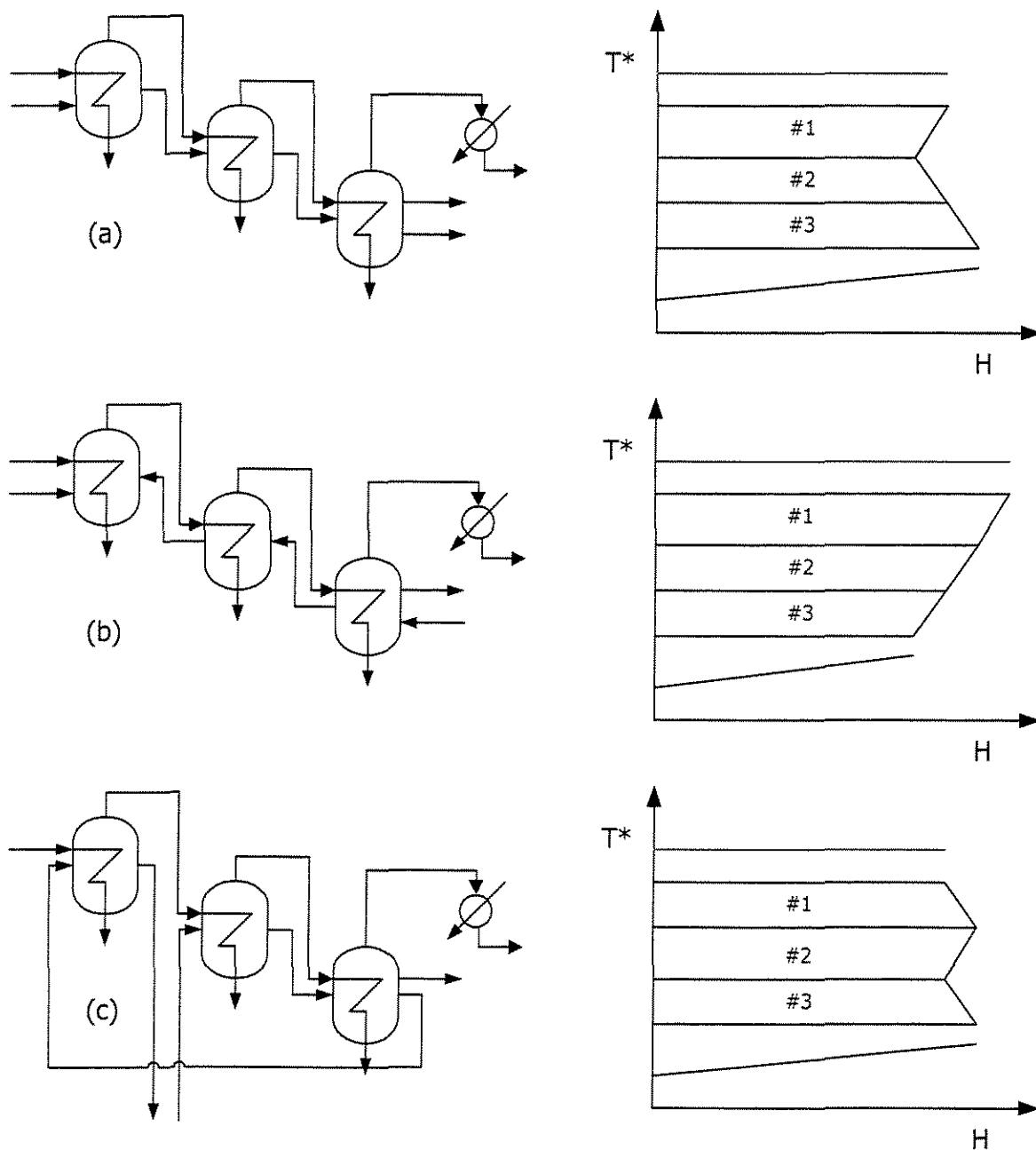


Figura 5.4 - Perfis de entalpia de evaporadores múltiplo efeito com configuração de alimentação (a) frontal, (b) reversa e (c) mista.

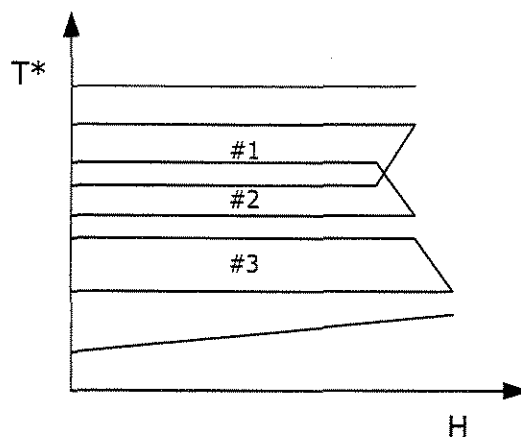


Figura 5.5 - Perfil de entalpia de um evaporador múltiplo efeito com diferentes diferenças de temperatura.

5.1.3 - Aproveitamento de condensados

O aproveitamento de correntes de condensado, como já discutido anteriormente, constitui uma interessante opção de economia de energia em sistemas de evaporação. As correntes de condensado representam um elemento adicional de integração entre os efeitos além do vapor vegetal. A linha inferior da representação de um efeito no diagrama temperatura – entalpia deve levar em consideração a disponibilidade de fornecer aquecimento através do vapor vegetal e também da corrente de condensado. Quando as correntes de condensado e de vapor vegetal de um efeito são misturadas no efeito seguinte as linhas inferior e superior deste efeitos apresentam o mesmo valor de carga térmica no perfil de entalpia. No entanto, quando o condensado não é aproveitado no efeito seguinte, pode-se dizer que nem todo o calor disponível de um efeito é utilizado. Por isto, as linhas inferior e superior destes efeitos não apresentam o mesmo valor de carga térmica, como apresentado na figura 5.6.

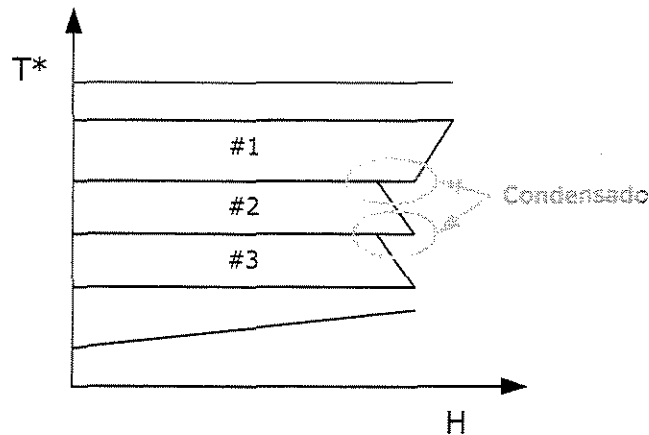


Figura 5.6 - Evaporador sem aproveitamento de condensados.

5.1.4 - Recompressão de vapor

A recompressão de vapor envolve a compressão do vapor vegetal de um dos efeitos para uso como meio de aquecimento em algum outro efeito localizado em maior nível de pressão. A recompressão, quer seja mecânica ou térmica, pode ser utilizada também sobre único efeito. A figura 5.7 apresenta um evaporador com três efeitos, alimentação frontal, no qual parte do vapor vegetal do último efeito é recomprimido, sendo que o vapor de descarga é utilizado como meio de aquecimento adicional ao primeiro efeito.

Pode-se notar no perfil de entalpia que a linha inferior do efeito de menor pressão não possui a mesma carga térmica que a linha da água de resfriamento. Isto ocorre porque apenas parte do vapor vegetal deste efeito segue para o condensador. Semelhantemente, observa-se que a carga térmica da corrente de vapor de aquecimento apresenta uma carga menor que o valor consumido pelo efeito de maior pressão, pois parte do aquecimento é resultado da corrente de descarga do compressor.

Um aspecto que deve ser levado em consideração é que estas cargas térmicas não são iguais. Como no termocompressor, vapor de alta pressão é adicionado ao sistema, o calor recebido do sistema de recompressão pelo efeito de maior pressão é maior que o

calor extraído do efeito de menor pressão. Este fato também ocorre quando um compressor mecânico é utilizado, pois, mesmo não sendo misturado nenhum tipo de vapor adicional, a potência do compressor é transformada em entalpia na corrente de descarga de vapor.

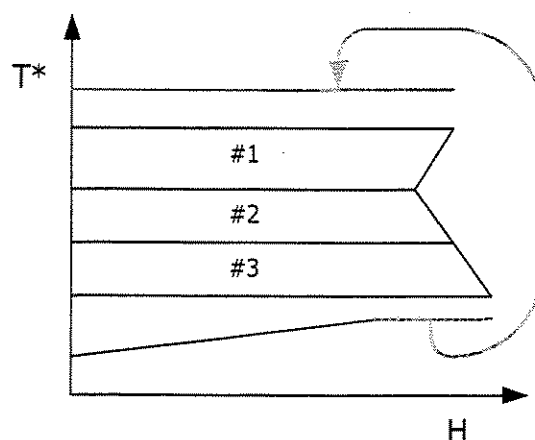


Figura 5.7 - Evaporador com recompressão de vapor.

5.1.5 - Correntes de extração

A extração de vapor vegetal nos efeitos de evaporação altera completamente o perfil de entalpia de um evaporador. A figura 5.8 mostra um equipamento com três efeitos na configuração de alimentação frontal, onde é efetuada a extração de vapor nos dois primeiros efeitos. Parte do calor disponível nestes efeitos é consumida em outra parte do processo, e o restante é utilizado como meio de aquecimento do efeito seguinte. Este fato é claramente identificado no perfil de entalpia esquematizado na figura 5.8.

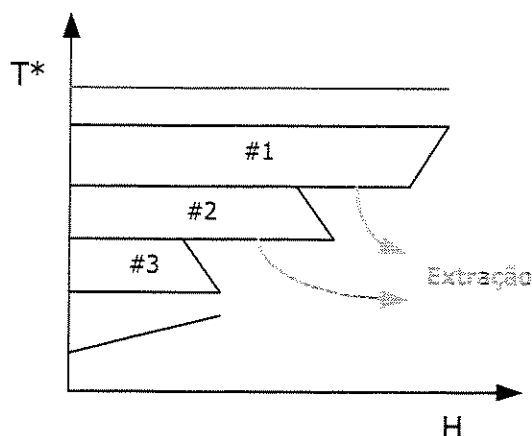


Figura 5.8 - Evaporador com extração de vapor.

5.1.6 - Trocadores de calor intermediários

De maneira semelhante à extração de vapor, trocadores de calor intermediários também alteram de forma significativa o perfil de entalpia de um evaporador múltiplo efeito. A figura 5.9 apresenta um evaporador com três efeitos com trocadores de calor localizados exatamente antes de cada efeito. A representação gráfica do perfil de entalpia proposta neste trabalho de tese para evaporadores que possuam trocadores de calor intermediários considera que o trocador de calor "faz parte" do efeito, como descrito pela linha tracejada. Desta forma, na representação do efeito, é bastante claro que parte do calor recebido pelo efeito é proveniente do vapor vegetal do efeito anterior, enquanto que o restante provém de outra parte do processo, através do trocador de calor (Q_1 , Q_2 e Q_3). Além disto, ainda é possível observar os efeitos de calor sensível, através da inclinação do lado direito do trapézio que descreve o efeito (figura 5.10).

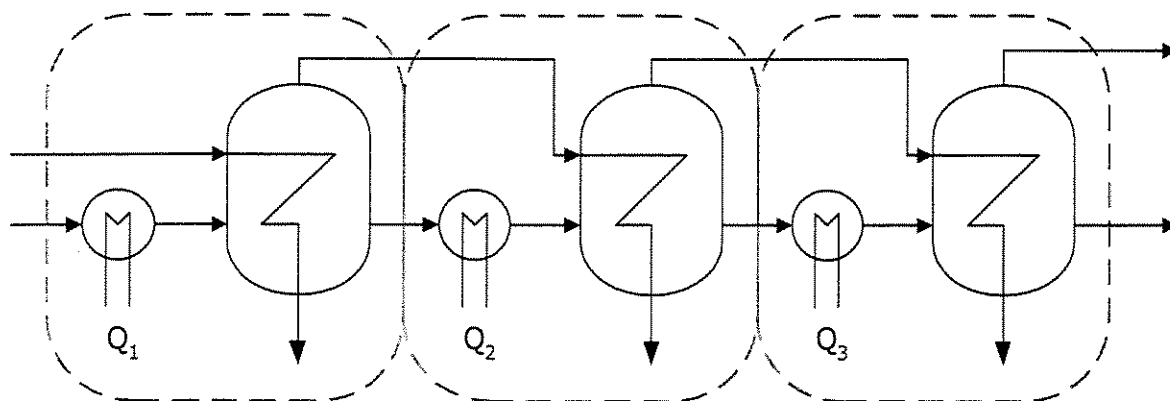


Figura 5.9 - Evaporador com trocadores de calor intermediários.

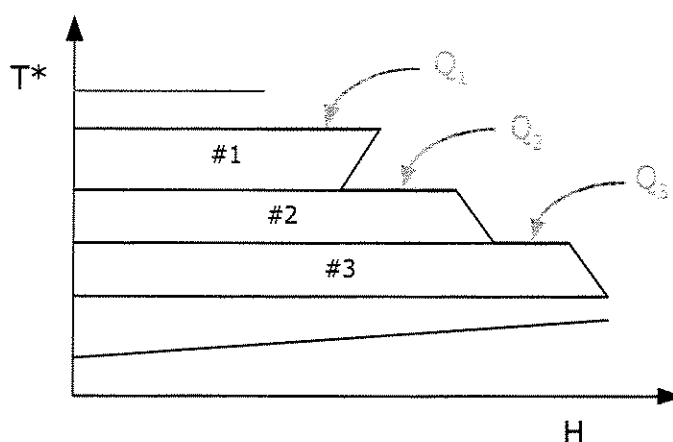


Figura 5.10 - Evaporador com trocadores de calor intermediários.

5.1.7 - Exemplos de perfis de entalpia de evaporadores

Com o objetivo de se apresentar um exemplo que mostre os possíveis perfis de entalpia para cada opção apresentada na seção anterior, serão utilizados os dados discutidos na seção 4.6 deste trabalho de tese. Os perfis de entalpia para os efeitos nas configurações de alimentação frontal, reversa e mista (como descritos na figura 5.4) estão apresentados nas figura 5.11, 5.12 e 5.13. Estes perfis são resultantes da execução do programa EVSIM, e por isto suas legendas estão em inglês.

Observa-se que nos evaporadores com alimentação frontal o líquido de um efeito sempre segue para outro com menor pressão e menor temperatura. Os termos de calor sensível entre os efeitos então auxiliam a evaporação e por isso a quantidade de água evaporada é crescente ao longo dos efeitos. Nos evaporadores com alimentação reversa acontece exatamente o contrário. Devido ao fato de o líquido sempre seguir para um efeito com maior pressão e temperatura, a quantidade de água evaporada decresce ao longo dos efeitos. Já nos evaporadores com alimentação mista não existe nenhuma regra para o sentido das correntes. A quantidade de água evaporada em cada efeito terá seu perfil em função da configuração dos fluxos de líquido para cada situação específica.

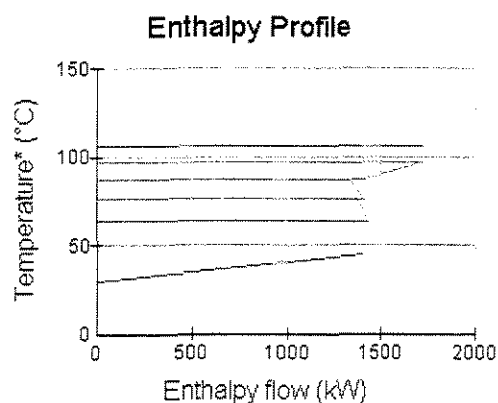


Figura 5.11 - Perfil de entalpia para alimentação frontal.

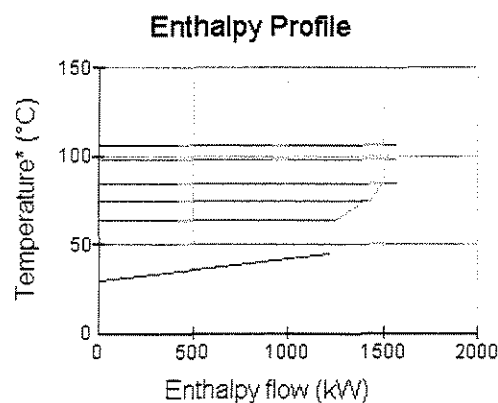


Figura 5.12 - Perfil de entalpia para alimentação reversa.

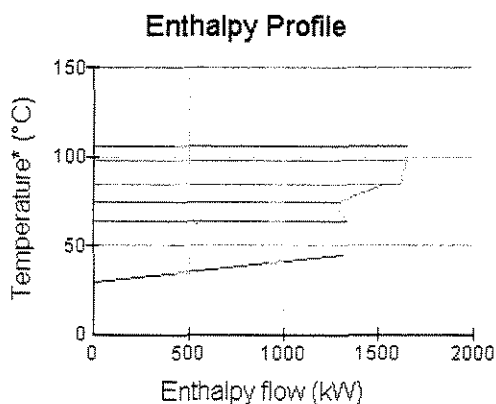


Figura 5.13 - Perfil de temperatura para alimentação mista.

A influência de alguns parâmetros, como o aproveitamento de condensados, recompressão de vapor, correntes de extração e trocadores de calor intermediários também pode ser avaliada através dos perfis de entalpia resultantes de simulações no EVSIM.

A figura 5.14 mostra o perfil do mesmo sistema de evaporação proposto anteriormente, desta vez com aproveitamento de condensados do primeiro e segundo efeitos. É observada uma ligeira diminuição do consumo de vapor de aquecimento de 4,2% (- 116,77 kg/h). Já a figura 5.15 mostra o perfil deste sistema de evaporação com a recompressão de parte do vapor vegetal que sai do terceiro efeito. Nesta simulação foi utilizado um recompressor mecânico, com eficiência isoentrópica de 75% e potência de 100 kW. É observada a diminuição do consumo de utilidades graças a adição de energia feita pelo compressor.

Um sistema com correntes de extração de 500 kg/h de vapor vegetal por efeito tem seu perfil de entalpia representado na figura 5.16. Na figura 5.17 é apresentado o perfil de entalpia do mesmo sistema de evaporação, desta vez com trocadores de calor intermediários antes do segundo e do terceiro efeito. As cargas térmicas dos dois trocadores são de 500 kW.

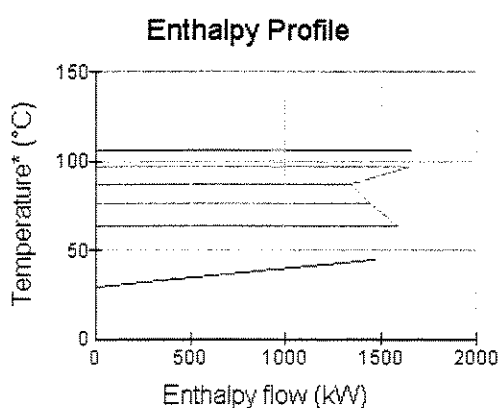


Figura 5.14 - Perfil de entalpia para o sistema de evaporação proposto com aproveitamento de condensados.

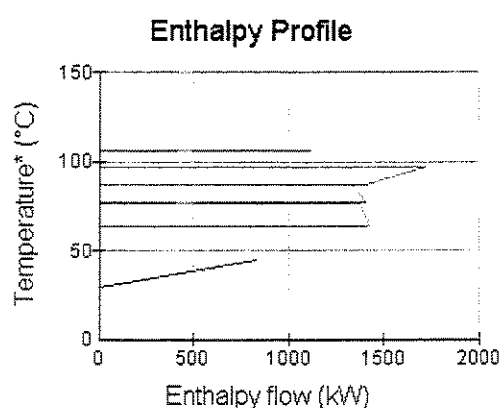


Figura 5.15 - Perfil de entalpia para o sistema de evaporação proposto com recompressão de parte do vapor vegetal.

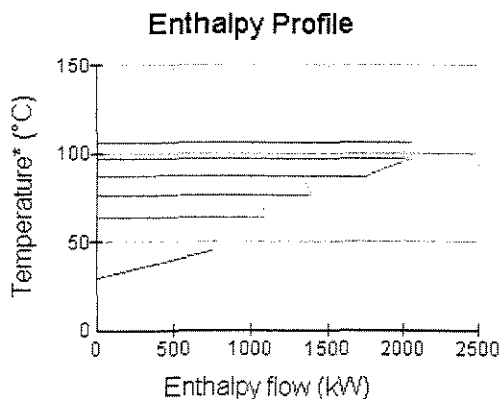


Figura 5.16 - Perfil de entalpia para o sistema de evaporação proposto com correntes de extração de vapor.

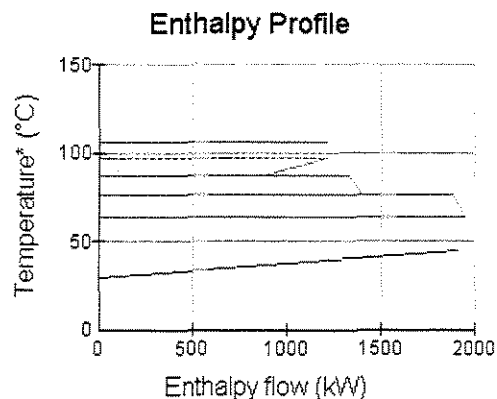


Figura 5.17 - Perfil de entalpia para o sistema de evaporação proposto com trocadores de calor intermediários.

5.2 - Análise pinch de sistemas de evaporação

Um dos aspectos mais relevantes da Análise Pinch é o uso constante de gráficos e diagramas para representar as diversas possibilidades de integração de processos. Esta ênfase se justifica pelo fato da Análise Pinch não ser um conjunto de metodologias tipo “caixa-preta”. As ferramentas da Análise Pinch procuram fornecer o melhor entendimento de um processo, colocando o engenheiro sempre no controle das decisões (LINNHOFF, 1982). Seguindo esta filosofia, foi desenvolvida uma representação gráfica para a integração térmica de sistemas de evaporação.

A representação gráfica da integração de evaporadores proposta neste trabalho consiste basicamente em justapor o perfil de entalpia “espelhado” em torno do eixo de temperatura do diagrama de cascata. Esta representação foi denominada diagrama de posicionamento de evaporadores.

A figura 5.18 representa o diagrama de posicionamento de evaporadores de um sistema com três efeitos e alimentação frontal em duas situações. Em 5.18a a diferença mínima de temperatura entre as correntes do processo é igual a diferença de temperatura entre todos os efeitos. Em 5.18b estas diferenças de temperatura não coincidem e

observa-se que a diferença de temperatura entre os efeitos #1 e #2 é menor que a diferença mínima de temperatura do processo, enquanto que para os efeitos #2 e #3, a diferença de temperatura é maior que a diferença mínima de temperatura do processo. Deve-se ressaltar que o critério de projeto de evaporadores baseado na mesma diferença de temperaturas entre efeitos não é único. Caso, por exemplo, o evaporador seja projetado de modo que as áreas sejam as mesmas em todos os efeitos, as diferenças de temperatura resultantes não serão as mesmas entre os efeitos. Pode-se também admitir que o evaporador seja projetado com a mesma diferença de temperatura entre os efeitos, porém esta diferença de temperatura não coincida com a diferença mínima de temperatura do processo. O valor ótimo da diferença de temperatura, quer seja entre efeitos ou entre correntes de processo, é resultante do compromisso entre custo de energia e custo de capital, e os custos de capital de efeitos de evaporação e de trocadores de calor são diferentes. O diagrama de posicionamento de evaporadores proposto neste trabalho permite que todos estes fatores sejam graficamente representados.

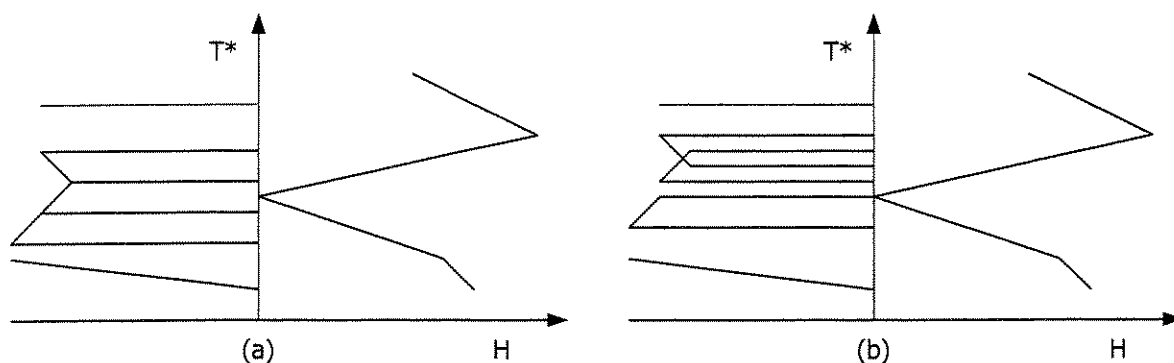


Figura 5.18 - Diagrama de posicionamento de evaporadores com (a) mesma diferença de temperatura no evaporador e no processo, (b) diferenças de temperatura no evaporador e no processo diferentes.

Na seção anterior deste trabalho foi apresentado o perfil de entalpia de um evaporador com correntes de extração de vapor. O que podia ser visto é que nem todo calor disponível de um efeito era utilizado como meio de aquecimento do efeito seguinte. Esta diferença está nas correntes de extração de vapor, que promovem uma integração energética entre o evaporador e o processo. Esta integração somente pode ocorrer na

região acima do ponto pinch, respeitando o princípio da Análise Pinch que diz que calor somente pode ser fornecido ao processo acima do ponto pinch (figura 5.19). Deste modo, as correntes de extração são utilizadas como fonte quente para o processo, promovendo inicialmente uma economia de utilidades quentes. No diagrama de posicionamento de evaporadores, a diferença de carga térmica entre os efeitos é fornecida ao processo e o perfil de entalpia "se encaixa" com o diagrama de cascata do processo. Na figura 5.20 está exemplificada a integração dos efeitos #1 e #2 com o processo.

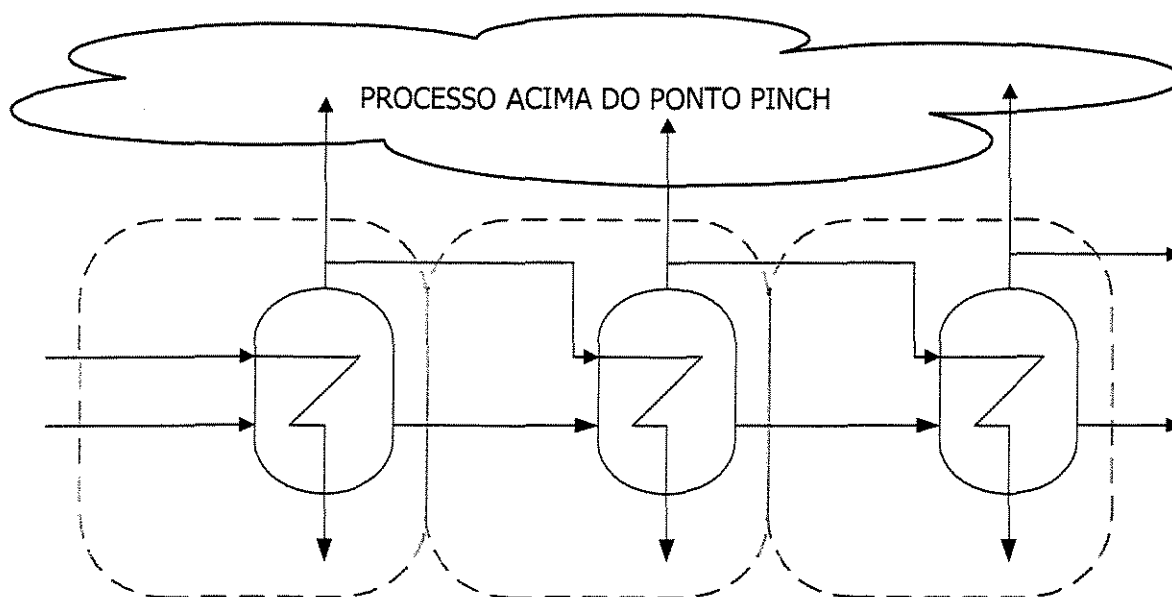


Figura 5.19 - Integração energética de sistemas de evaporação acima do ponto pinch.

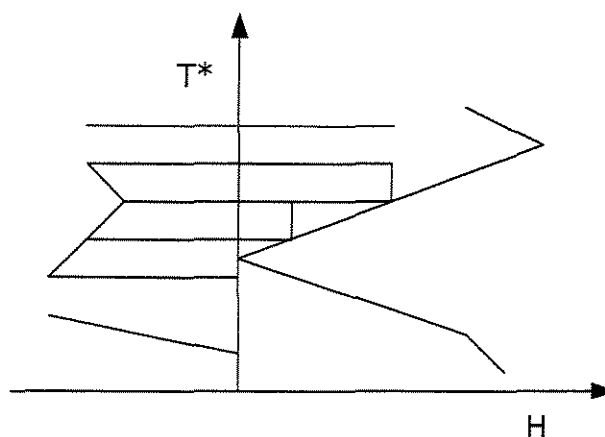


Figura 5.20 – Diagrama de posicionamento de evaporadores para a integração energética através de correntes de extração.

As correntes de extração são, portanto, sempre representadas como “degraus” localizados no lado direito dos efeitos, de modo que, estes “degraus” são encaixados no diagrama de cascata do processo.

De forma similar, trocadores de calor intermediários também podem ser utilizados na integração energética de sistemas de evaporação. Enquanto que correntes de extração de vapor são utilizadas como fonte quente para o processo, fazendo-se uma integração acima do ponto pinch, trocadores de calor intermediários podem receber calor do processo abaixo do ponto pinch (figura 5.21). Estes trocadores estariam localizados entre os efeitos do evaporador, fazendo com que as correntes do fluido sendo concentrado sejam utilizadas como fonte fria para o processo. O diagrama de posicionamento de evaporadores para esta situação é apresentado na figura 5.22.

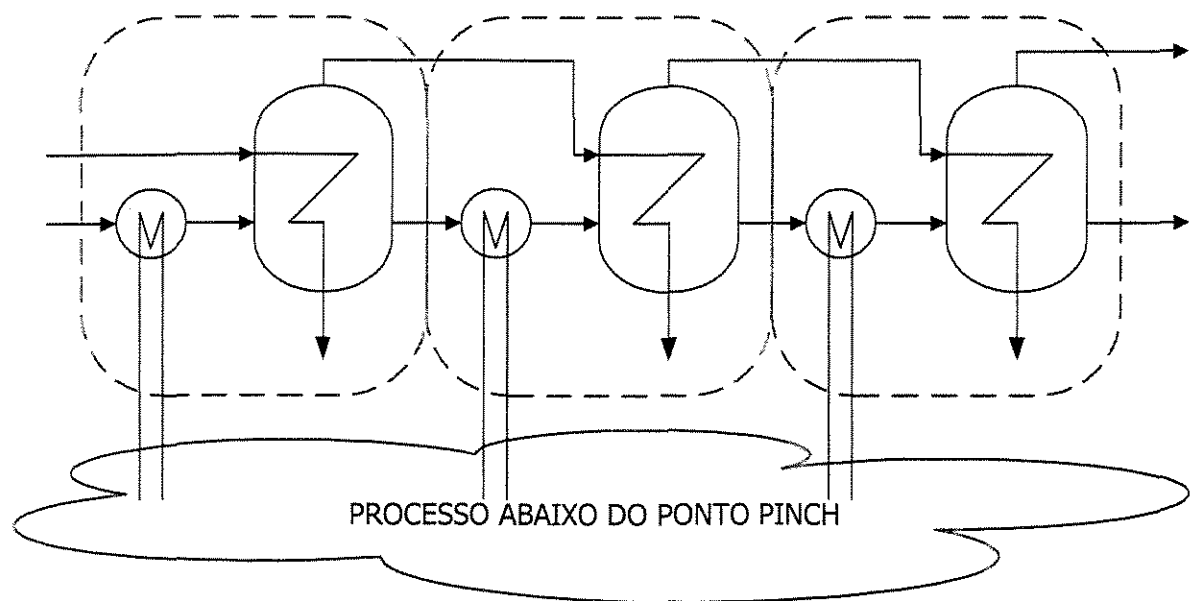


Figura 5.21 - Integração energética de sistemas de evaporação abaixo do ponto pinch.

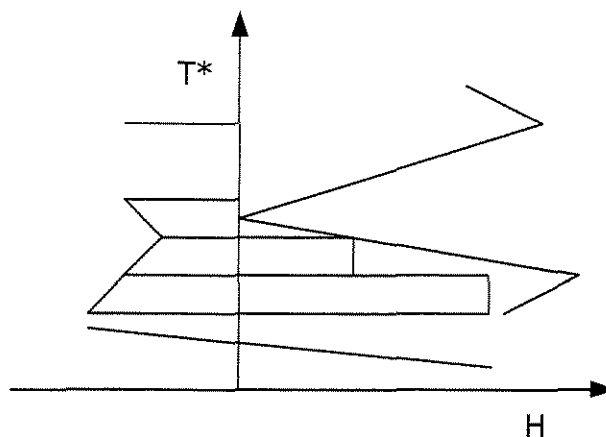


Figura 5.22 - Diagrama de posicionamento de evaporadores para a integração energética através de trocadores de calor intermediários.

Um evaporador múltiplo efeito opera com diferentes níveis de temperatura em seus efeitos. Dependendo da localização do ponto pinch do processo, o evaporador pode ter efeitos que operem com temperaturas acima do ponto pinch e também efeitos que operem com temperaturas abaixo do ponto pinch. Desse modo, um mesmo evaporador pode ser integrado energeticamente com um processo tanto acima quanto abaixo do pinch. Os efeitos localizados acima do ponto pinch poderão ter correntes de extração de vapor, enquanto que os efeitos abaixo do ponto pinch poderão ter trocadores de calor intermediários. Um esquema com um evaporador com três efeitos nesta situação é apresentado na figura 5.23. Seu diagrama de posicionamento de evaporadores é descrito na figura 5.24.

É importante ressaltar que como a temperatura de operação dos efeitos é decrescente seguindo-se o fluxo de vapor, se o evaporador tiver efeitos localizados tanto acima quanto abaixo do ponto pinch, os primeiros efeitos poderão ter correntes de extração de vapor e os últimos poderão ter trocadores de calor intermediários. O contrário nunca poderá acontecer, senão princípios básicos da Análise Pinch serão desobedecidos. Um esquema para um evaporador com três efeitos nesta configuração impossível é apresentado na figura 5.25.

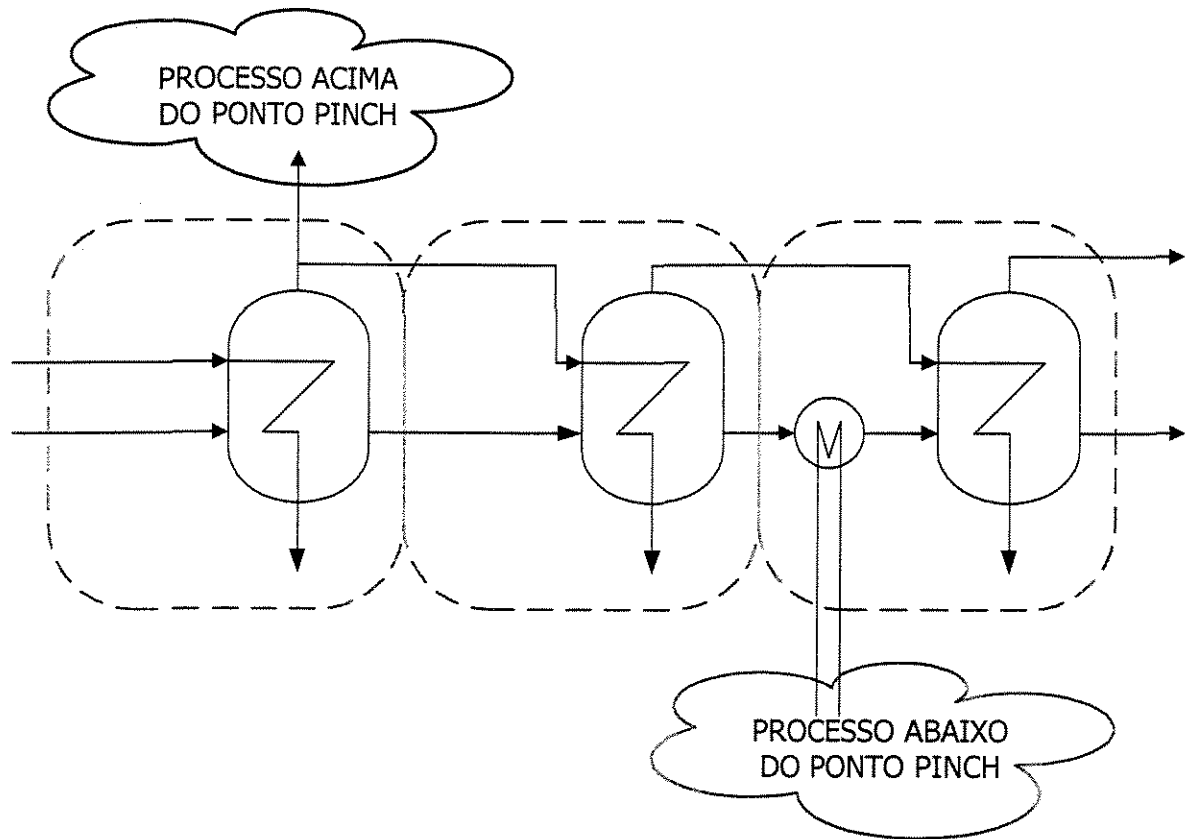


Figura 5.23 - Integração energética de sistemas de evaporação acima e abaixo do ponto pinch.

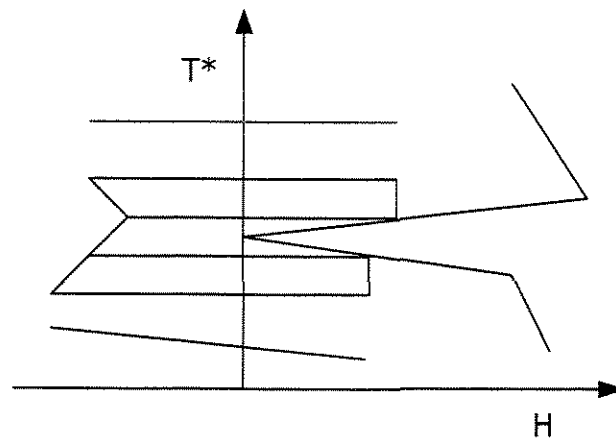


Figura 5.24 - Diagrama de posicionamento de evaporadores para a integração energética através de correntes de extração de vapor e trocadores de calor intermediários.

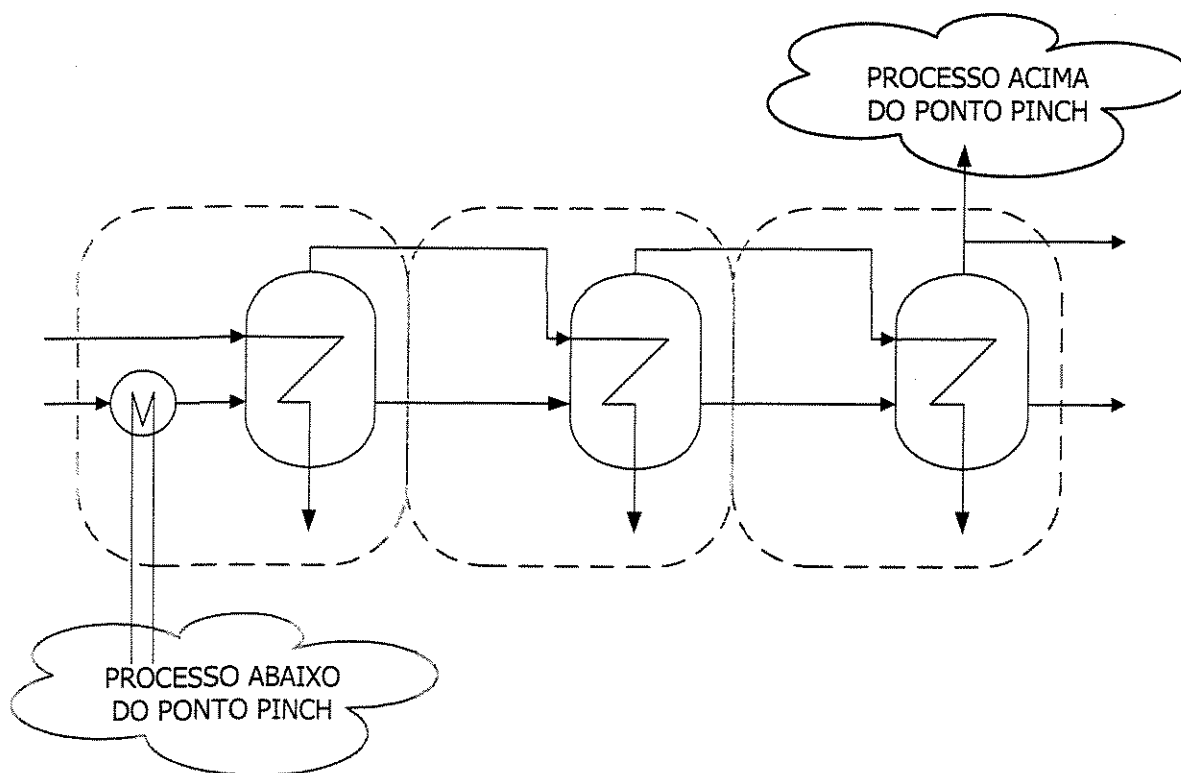


Figura 5.25 - Integração energética impossível.

Partindo-se desta representação gráfica proposta, foi desenvolvido um algoritmo para otimização das correntes de extração de vapor e das cargas térmicas de trocadores de calor intermediários em sistemas de evaporação.

5.3 - Otimização das cargas térmicas dos trocadores de calor intermediários

O algoritmo proposto neste trabalho de tese para a integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch de processos, implementado no programa EVSIM, deve seguir uma das principais filosofias da Análise Pinch: manter o engenheiro no controle das decisões.

Partindo-se de uma configuração de evaporação existente, o usuário deve decidir entre quais efeitos existirá um trocador de calor intermediário. Neste ponto, o único critério a ser considerado reside em questões como problemas de "lay-out", controle, operação, etc. O algoritmo só analisará os efeitos que possuírem um módulo de corrente de trocador de calor intermediário conectado a eles.

O usuário também deve decidir se a corrente de alimentação do evaporador deve fazer parte da otimização. Em caso positivo e se esta corrente não foi descrita entre as correntes do processo, uma nova corrente de processo é criada tendo como temperatura final o valor de temperatura do efeito que recebe a corrente de alimentação. O módulo corrente de alimentação do evaporador tem sua temperatura modificada automaticamente para este novo valor. Nesta situação, o diagrama de cascata fica alterado pela introdução da corrente de alimentação do evaporador.

O algoritmo é iniciado calculando as metas de utilidades quente e fria e também a localização do ponto pinch do processo através do método "Problem Table". A análise do evaporador começa a partir do efeito de maior pressão, que é aquecido pelo vapor vivo. A localização deste efeito na memória do computador é imediata, pois o programa armazena um ponteiro com o endereço de memória do vapor vivo. Partindo-se do vapor vivo então, o algoritmo acessa o efeito armazenado no ponteiro "_Vnext" do módulo vapor vivo.

Cada efeito deve ser verificado quanto à existência de um trocador de calor intermediário, pois caso contrário, o algoritmo segue em busca do efeito seguinte seguindo o fluxo de vapor.

Caso exista um trocador de calor antes do primeiro efeito, será assumida a sua temperatura de operação como sendo a temperatura de operação do primeiro efeito de evaporação. Este valor é deslocado por $+\Delta T_{\min}/2$, pois para o processo a carga térmica deste trocador de calor é uma corrente fria. Este valor deslocado é comparado com a temperatura do ponto pinch. Caso esta temperatura deslocada seja maior que a temperatura do ponto pinch, é atribuído o valor zero para a carga térmica deste trocador, e o algoritmo segue em busca do efeito seguinte. Segundo as regras da Análise Pinch, acima do ponto pinch não deve introduzida corrente fria externa. Por isto, um trocador de calor intermediário localizado acima do ponto pinch não deve ser integrado com o processo.

Caso a temperatura deslocada do trocador de calor intermediário localizado antes do primeiro efeito seja menor que a temperatura do ponto pinch, é iniciado o cálculo da carga térmica que maximize a integração com o processo. O algoritmo, percorrendo os intervalos de temperatura do diagrama de cascata localiza o valor de entalpia correspondente à temperatura de operação do trocador de calor intermediário. A figura 5.26 apresenta duas situações possíveis para este ponto do diagrama de cascata. Em 5.26a, este ponto se localiza em uma região do diagrama de cascata onde o processo necessita de resfriamento proveniente de utilidade fria. No entanto, em 5.26b o ponto se localiza dentro de um "envelope" do diagrama de cascata, onde o resfriamento das correntes quentes do processo pode se dar através da integração com as próprias correntes frias.

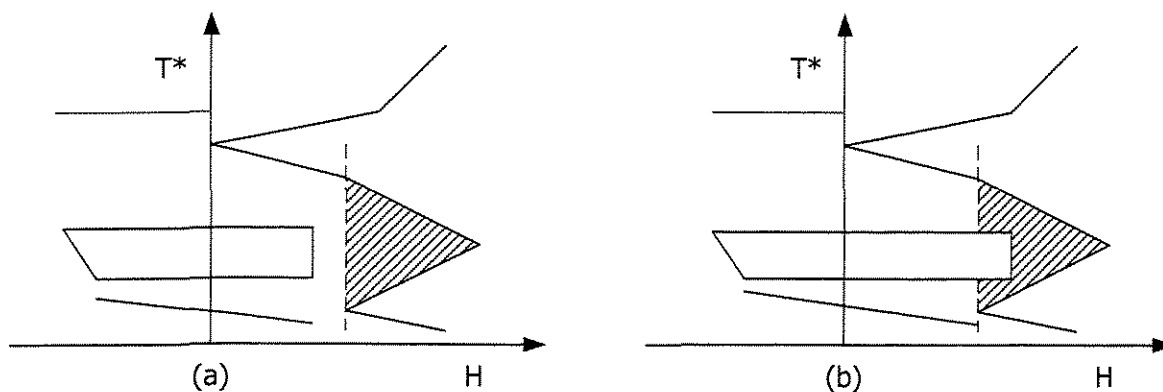


Figura 5.26 - Integração energética (a) fora do "envelope" e (b) dentro do "envelope".

É interessante que a integração energética do evaporador se dê apenas na região do diagrama de cascata que não se encontre dentro do "envelope". O valor máximo de calor trocado entre o efeito (através do trocador de calor intermediário) e o processo então deve ser igual à meta de utilidade fria, e caso a integração se estenda até o "envelope", uma quantidade maior de calor será trocada. Assim, o algoritmo compara o valor de entalpia encontrado no diagrama de cascata com a meta de utilidade fria. Caso este valor de entalpia seja menor que a meta de utilidade fria, o valor da carga térmica do trocador de calor em questão será este mesmo valor de entalpia. Caso contrário, assume-se diretamente que a carga térmica do trocador de calor intermediário seja igual à meta de utilidade fria.

A integração do efeito de evaporação com o processo dentro do “envelope” sugere, no entanto, que um mesmo efeito receba calor do processo (através de um trocador de calor intermediário) e também descarte calor para o processo (através de uma corrente de extração de vapor). Esta opção está descartada no algoritmo proposto pelos seguintes motivos: a integração entre efeito e processo se daria com diferenças de temperatura menores que a integração processo – processo.

O algoritmo repete este mesmo procedimento para os efeitos seguintes. Entretanto, o valor de carga térmica já integrada entre o evaporador e o processo é armazenado de maneira acumulada em uma variável “Hheat_exc”. Desta forma, sempre que novas cargas térmicas de trocadores de calor intermediários forem calculadas, o algoritmo deve antes descontar o calor já integrado pelos efeitos de maior pressão. Caso este valor atinja o valor da meta de utilidade fria, todas as possibilidades de integração energética abaixo do ponto pinch foram esgotadas e o algoritmo não precisa continuar percorrendo os efeitos do evaporador.

Encerrada a busca pelos efeitos, o algoritmo recalcula os balanços de massa e energia do sistema de evaporação, determinando assim o novo consumo de vapor de aquecimento a partir de uma composição final especificada.

Alguns problemas podem surgir quando os valores de carga térmica envolvidos no evaporador são pequenos quando comparados com o processo. Neste tipo de situação, o resultado da integração entre o evaporador e o processo pode resultar no diagrama de posicionamento de evaporadores da figura 5.27. Nesta figura, observa-se que não existe nenhuma sobreposição entre os efeitos #1 e #2. Matematicamente, este resultado corresponde a um fluxo negativo de vapor entre os efeitos #1 e #2, ou seja, a uma desconfiguração de evaporação em múltiplo - efeito. Este tipo de situação não pode ser previsto *a priori*, porém, com o objetivo de se evitar esta situação o usuário pode especificar um valor máximo de carga térmica dos trocadores de calor intermediários. Assim, dentro do algoritmo, a carga térmica calculada é sempre comparada com este valor máximo, sendo atribuído este valor máximo caso a carga térmica calculada seja superior a este valor.

A figura 5.28 apresenta esquematicamente o algoritmo descrito para a otimização das correntes de extração de vapor.

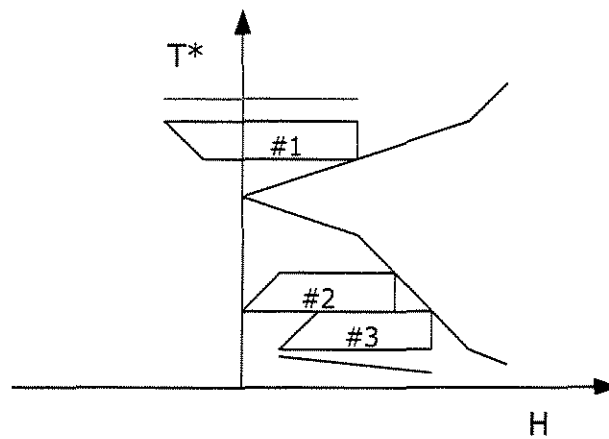


Figura 5.27 - Integração energética que desconfigura a evaporação em múltiplo - efeito.

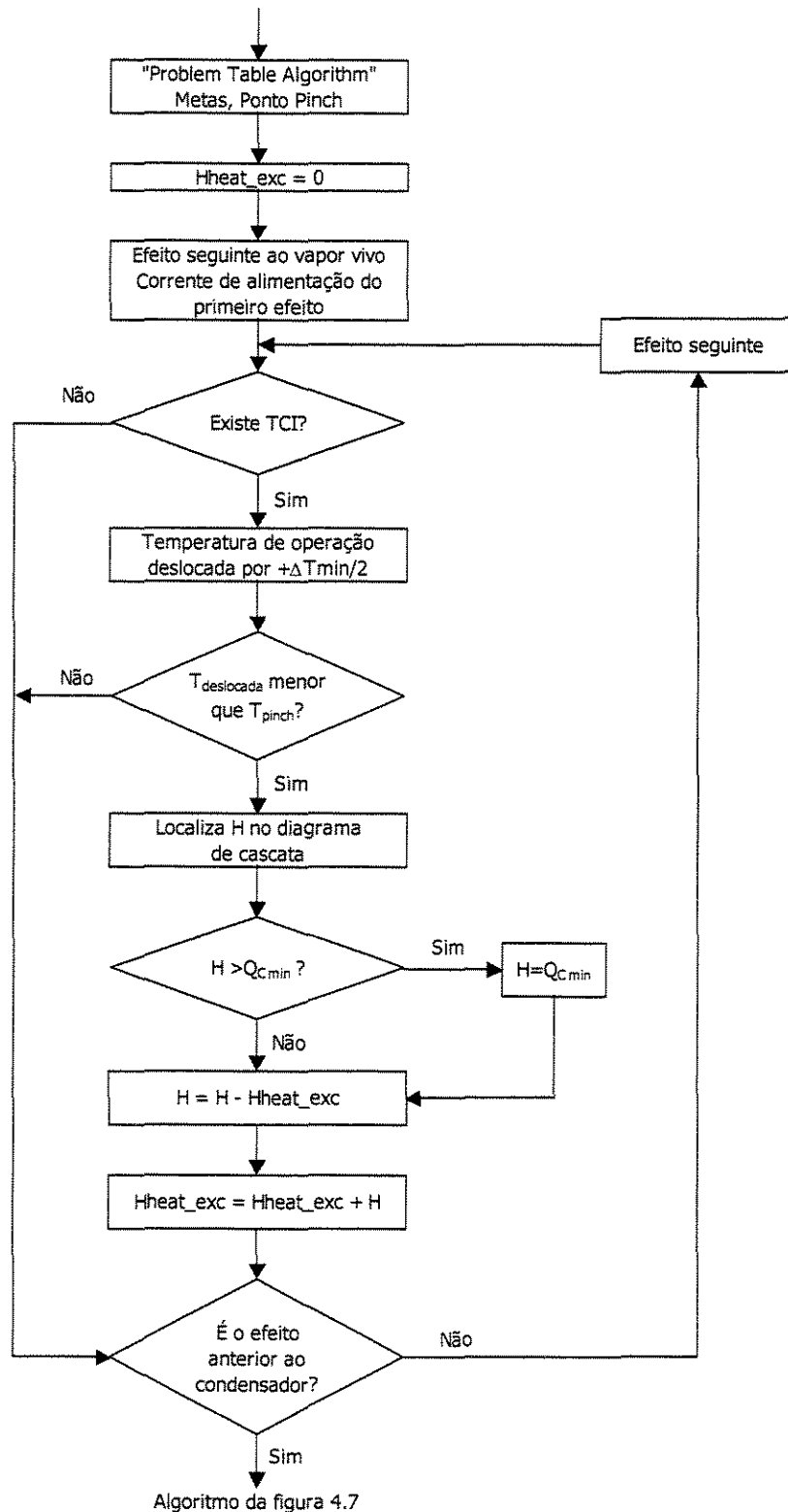


Figura 5.28 - Algoritmo para integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch através de trocadores de calor intermediários.

5.4 - Otimização das correntes de extração de vapor

O algoritmo de otimização de correntes de extração de vapor, para a integração de sistemas de evaporação localizados acima do ponto pinch, implementado no programa EVSIM e utilizado neste trabalho de tese, foi desenvolvido por WESTPHALEN (1999). O usuário deve decidir em quais efeitos poderá ser feita uma extração de vapor, pois o algoritmo só analisará os efeitos que possuem um módulo de corrente de extração de vapor conectado a eles.

Este algoritmo também é iniciado calculando as metas de utilidades quente e fria e também a localização do ponto pinch do processo através do método "Problem Table". A análise do evaporador começa a partir do efeito de menor pressão que encontra conectado ao condensador. A localização deste efeito na memória do computador é imediata, pois o programa armazena um ponteiro com o endereço de memória do condensador. Partindo-se do condensador, o algoritmo acessa o efeito armazenado no ponteiro "_Vprior" do condensador.

Cada efeito deve ser verificado quanto à existência de uma corrente de extração de vapor, pois caso contrário, o algoritmo segue em busca do efeito anterior seguindo o fluxo de vapor.

Caso o efeito possua uma corrente de extração de vapor, a temperatura de ebulição da água pura é calculada na pressão de operação do efeito. Este valor é deslocado por $-\Delta T_{\min}/2$, pois para o processo a corrente de extração é uma corrente quente. Este valor deslocado é comparado com a temperatura do ponto pinch. Caso a temperatura deslocada da extração seja menor que a temperatura do ponto pinch, é atribuído valor zero para a vazão de extração de vapor do efeito, e o algoritmo segue a análise em busca do efeito anterior.

Caso a temperatura deslocada da extração seja maior que a temperatura do ponto pinch é iniciado o cálculo de sua vazão que maximize a integração com o processo. O algoritmo, percorrendo os intervalos de temperatura do diagrama de cascata localiza o valor de entalpia correspondente à temperatura deslocada da extração de vapor. Seguindo raciocínio semelhante ao do processo com o evaporador localizado abaixo do ponto pinch,

a figura 5.29 apresenta duas situações possíveis para este ponto do diagrama de cascata. Em 5.26a, este ponto se localiza em uma região do diagrama de cascata onde o processo necessita de aquecimento proveniente de utilidade quente. No entanto, em 5.26b o ponto se localiza dentro de um “envelope” do diagrama de cascata, onde o aquecimento das correntes frias do processo pode se dar através da integração com as próprias correntes quentes.

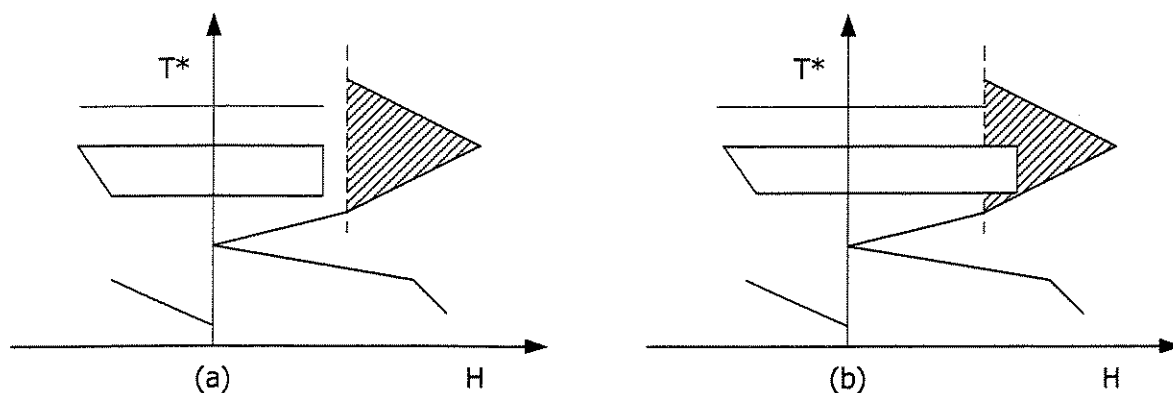


Figura 5.29 - Integração energética (a) fora do “envelope” e (b) dentro do envelope.

É interessante que a integração térmica do evaporador se dê apenas na região do diagrama de cascata que não se encontra dentro do “envelope”. O valor máximo de calor trocado entre o efeito e o processo deve ser igual à meta de utilidade quente, e caso a integração se estenda até o “envelope”, uma quantidade maior de calor será trocada. Assim, o algoritmo compara o valor de entalpia encontrado no diagrama de cascata com a meta de utilidade quente. Caso este valor de entalpia seja menor que a meta de utilidade quente, o valor de vazão de vapor de extração é calculado dividindo-se este valor de entalpia pelo calor latente de vaporização da água na pressão do efeito em estudo. Caso contrário, a vazão de vapor é calculada dividindo-se diretamente o valor da meta de utilidade quente pelo calor latente de vaporização.

A integração do efeito com o processo dentro do “envelope” sugere, no entanto, que o próprio efeito receba calor do processo. Esta opção está descartada no algoritmo pelos motivos já descritos na seção 5.4. Além desses motivos, o efeito passa a receber aquecimento de correntes de processo ao invés de vapor, e isto implicaria na construção de um outro corpo de evaporação, aumentando o custo de capital.

O algoritmo repete este mesmo procedimento para outros efeitos, entretanto o valor de carga térmica já integrada entre o evaporador e o processo é armazenado de maneira acumulada em uma variável "Hbleed". Desta forma, sempre que novas vazões de vapor de extração forem calculadas, o algoritmo deve antes descontar o calor já integrado pelos efeitos de menor pressão. Caso este calor integrado atinja o valor da meta de utilidade quente, todas as possibilidades de integração foram esgotadas e o algoritmo não precisa continuar percorrendo os efeitos do evaporador.

Encerrada a busca pelos efeitos, o algoritmo recalcula os balanços de massa e energia do sistema de evaporação, determinando assim o novo consumo de vapor de aquecimento a partir de uma composição final especificada.

Caso em que os valores de carga térmica envolvidos no evaporador são pequenos quando comparados com o processo podem resultar na não sobreposição dos efeitos do evaporador no diagrama de posicionamento, como descrito na seção 5.4. Com o objetivo de se evitar esta situação o usuário pode especificar um valor máximo de vazão de vapor de extração. Assim, dentro do algoritmo, a vazão de vapor calculada é sempre comparada com este valor máximo, sendo atribuído este valor máximo caso a vazão calculada seja superior a este valor.

A figura 5.31 apresenta esquematicamente o algoritmo descrito para a otimização das correntes de extração de vapor.

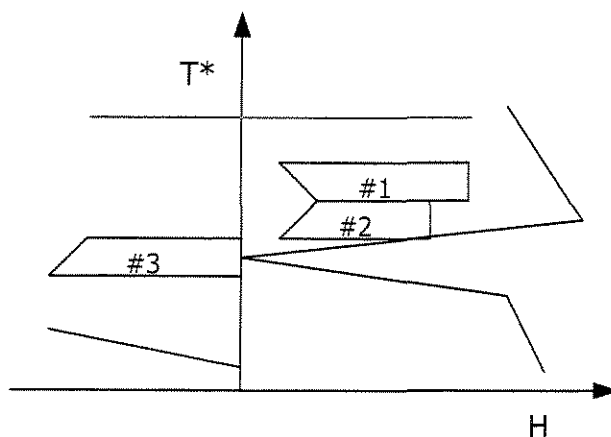


Figura 5.30 – Integração energética que desconfigura a evaporação em múltiplo – efeito.

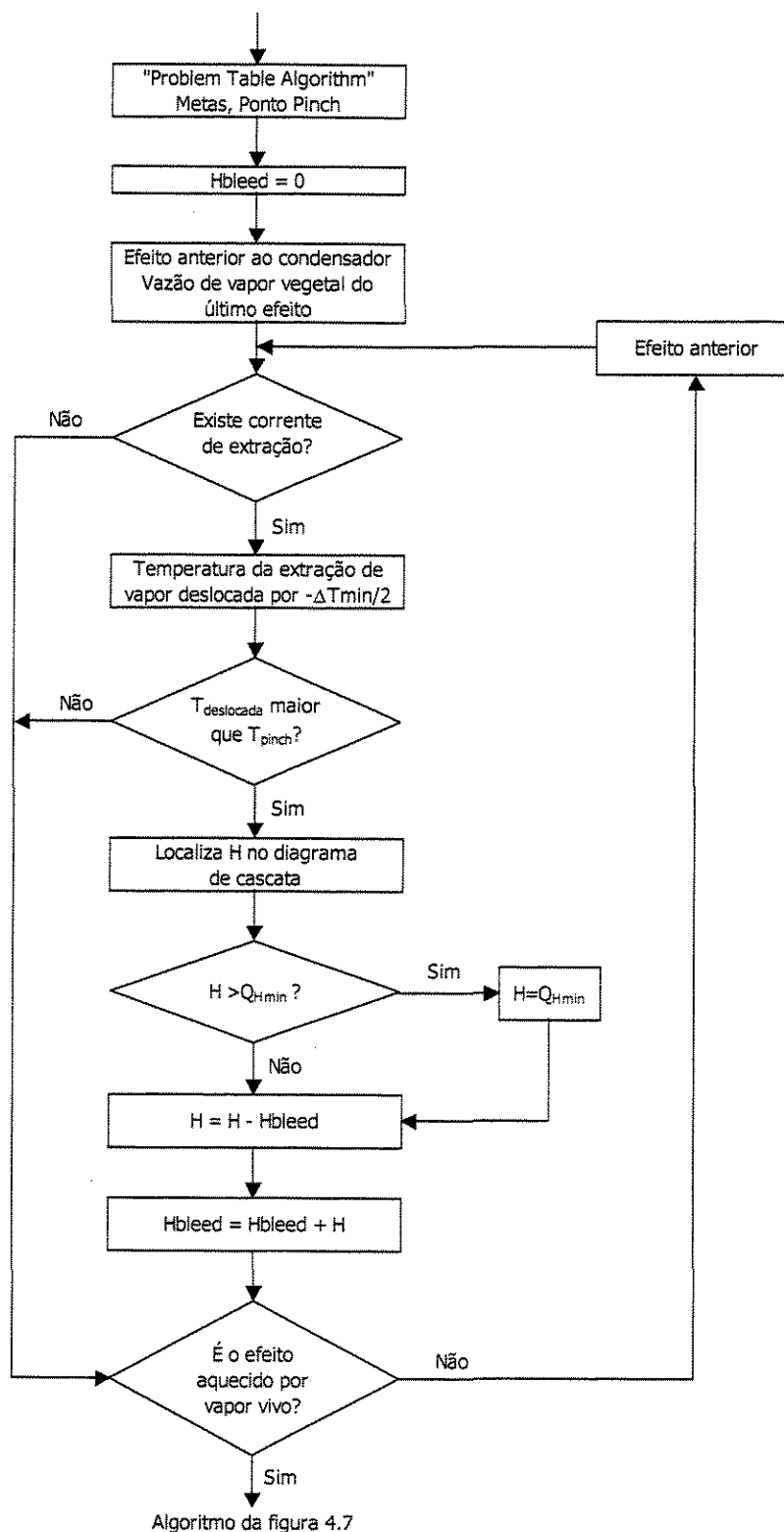


Figura 5.31 - Algoritmo para integração energética de sistemas de evaporação localizados acima do ponto pinch através de correntes de extração de vapor.

5.5 - Sistemas de evaporação localizados em qualquer faixa de temperatura

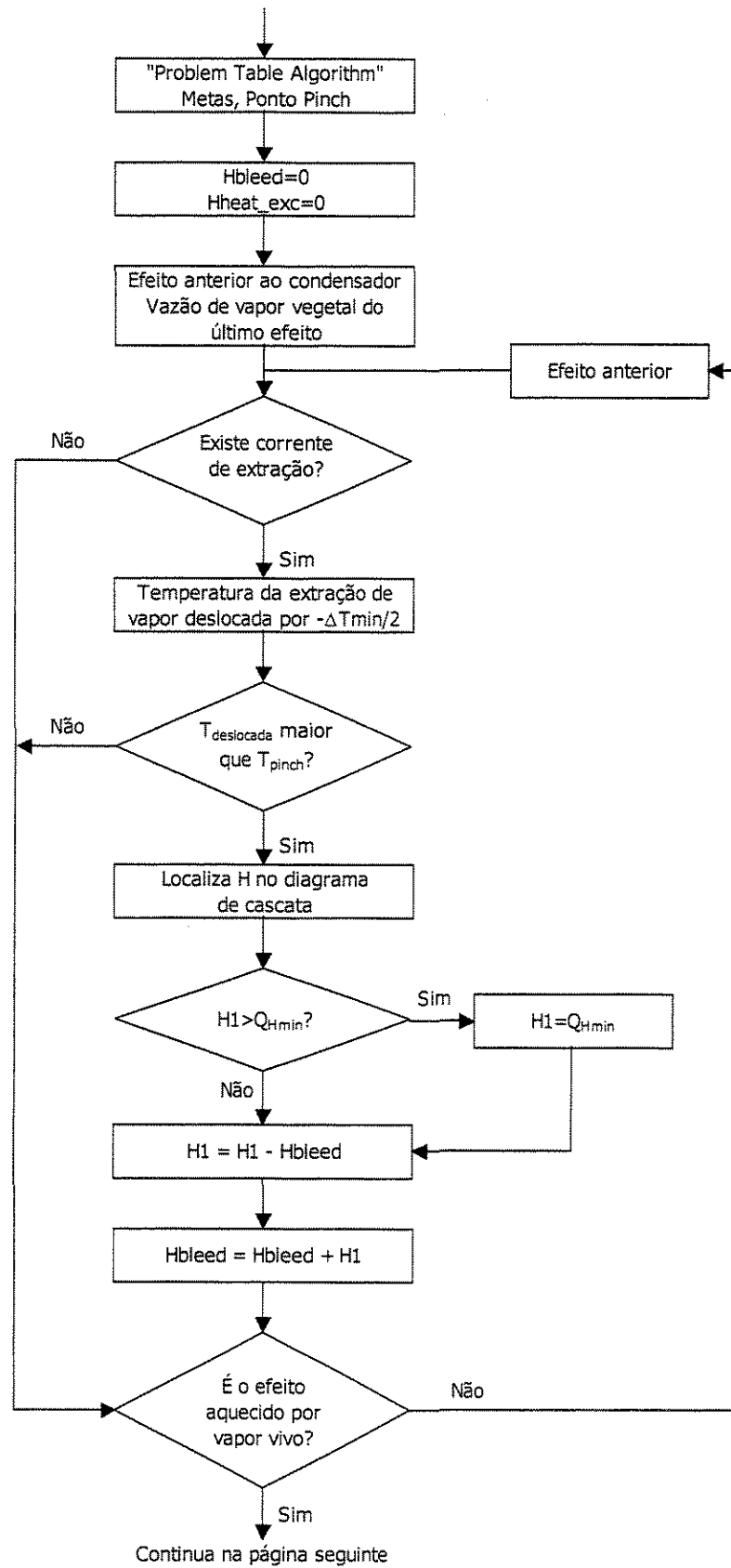
Após a implementação dos algoritmos de integração energética de sistemas de evaporação através da otimização das cargas térmicas de trocadores de calor intermediários e das correntes de extração de vapor, o programa EVSIM é capaz de fazer a integração energética entre um evaporador localizado em qualquer faixa de temperatura em função do processo e a localização de seu ponto pinch.

Primeiramente é feita a análise na ordem inversa do fluxo de vapor, verificando a existência de módulos de correntes de extração de vapor e executando a integração, caso os efeitos estejam localizados abaixo do ponto pinch do processo. Em seguida, é feita a análise no sentido do fluxo de vapor, verificando a existência de módulos de trocadores de calor intermediários e executando a integração, caso os efeitos estejam localizados abaixo do ponto pinch.

O algoritmo completo implementado no programa EVSIM é apresentado na figura 5.32. Com o objetivo de se exemplificar a integração energética de evaporadores será analisado o sistema descrito na seção 4.6, cujos perfis de entalpia possíveis foram descritos na seção 5.1.7. Este sistema de evaporação (apenas com alimentação frontal) será integrado energeticamente com o processo descrito na tabela 5.1.

Tabela 5.1 - Dados do processo para exemplo de integração energética.

Corrente	MCp (kW/°C)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	Q (kW)	Tipo
#1	20	130	82,5	-950	Quente
#2	50	120	70	-2500	Quente
#3	120	77,5	100	2700	Fria
#4	30	80	100	600	Fria
#5	70	80	70	-700	Quente



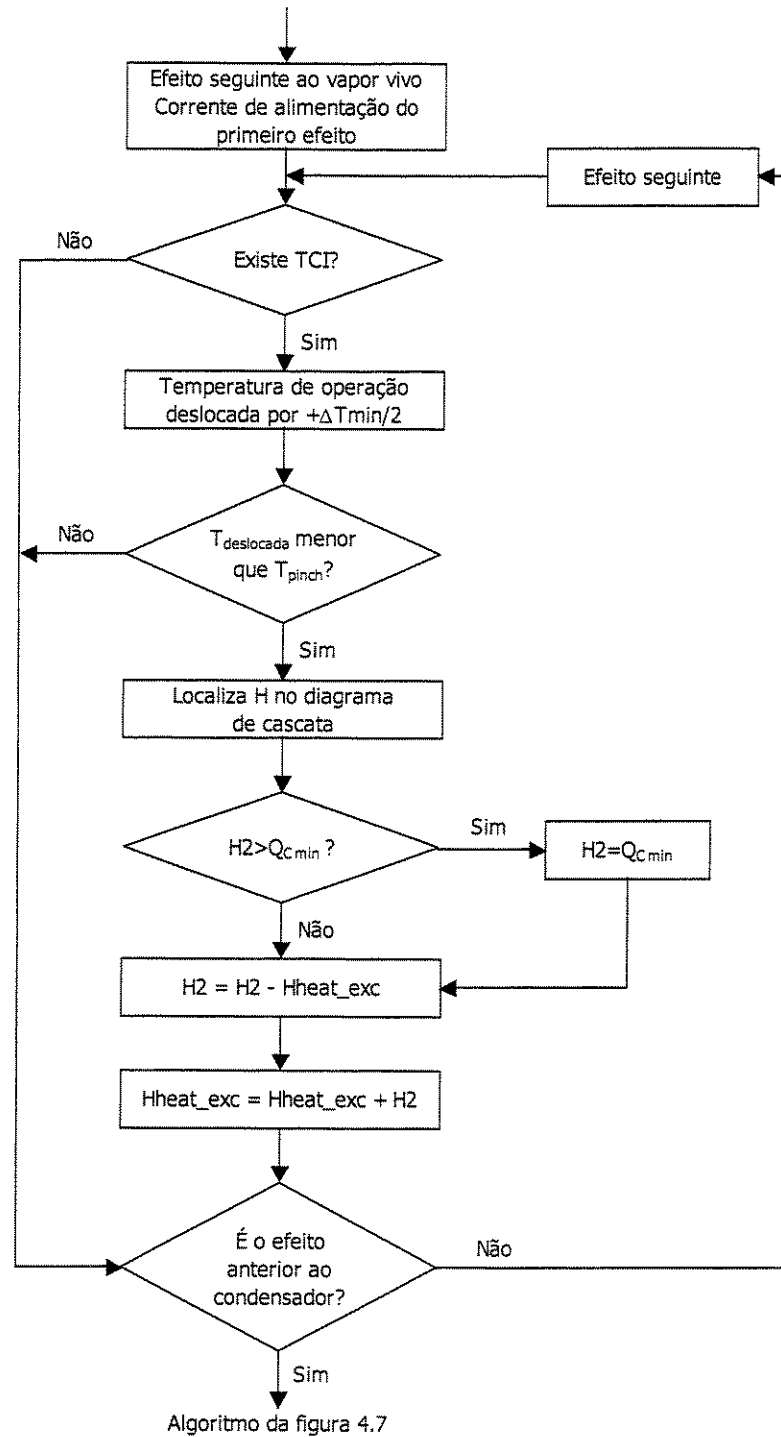


Figura 5.32 - Algoritmo para integração energética de sistemas de evaporação.

As figuras 5.33 e 5.34 apresentam as curvas compostas e o diagrama de cascata traçados a partir dos dados dispostos na tabela 5.1. Estas curvas foram determinadas para uma diferença mínima de temperatura de 10°C. Nesta condição, foram determinados os valores de metas de consumo de utilidade quente, fria e a localização do ponto pinch como sendo 825 kW, 1675 kW e 82,5 °C.

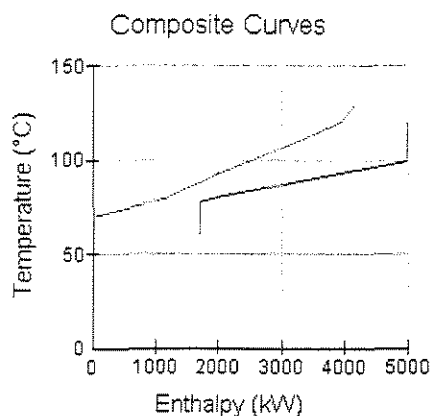


Figura 5.33 - Curvas compostas do processo proposto.

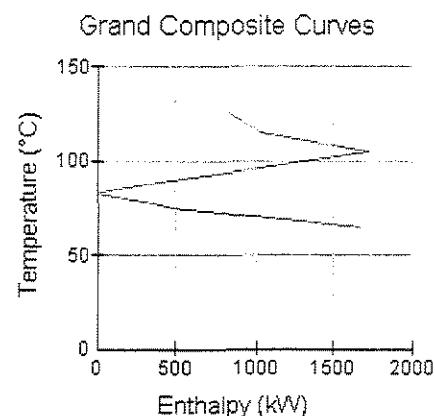


Figura 5.34 - Diagrama de cascata do processo proposto.

Para o sistema de evaporação descrito na seção 4.6, o diagrama de posicionamento de evaporadores, sem a integração energética com o processo, é apresentado na figura 5.35. Observa-se a possibilidade de integração energética do primeiro efeito com o processo acima do ponto pinch, assim como do terceiro efeito com o processo abaixo do ponto pinch. A figura 5.36 mostra então a integração proposta através da extração de vapor vegetal do primeiro efeito e um trocador de calor intermediário antes do terceiro efeito.

A tabela 5.2 compara os resultados das simulações do evaporador e do processo não integrados e integrados. Pode-se observar uma redução de 16,1% no consumo de vapor de aquecimento e de 7,4% de água de resfriamento.

Na próxima seção serão discutidos dois estudos de caso, para uma melhor ilustração das vantagens da utilização da metodologia proposta neste trabalho de tese na integração energética de sistemas de evaporação.

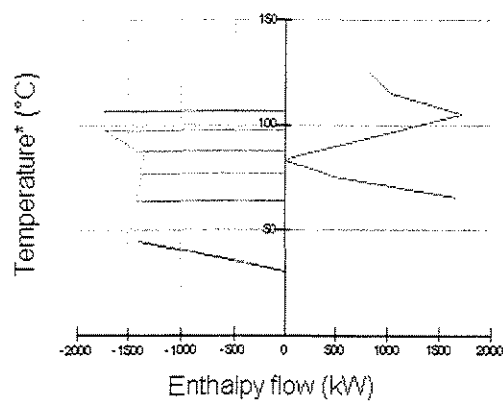


Figura 5.35 - Diagrama de posicionamento para o evaporador proposto.

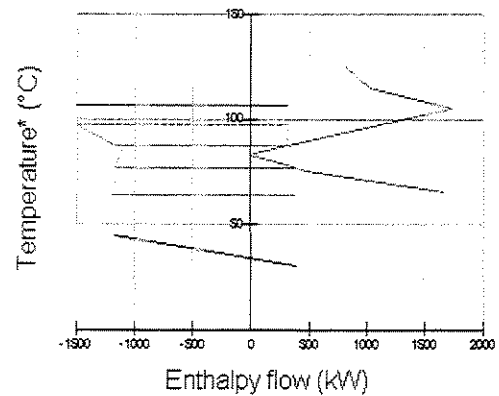


Figura 5.36 - Integração energética entre o evaporador e o processo.

Tabela 5.2 - Comparação entre os consumos de utilidades do evaporador proposto integrado e não integrado com o processo.

Utilidade (kW)	Sistema de evaporação					
	Não integrado ao processo			Integrado ao processo		
	Evaporador	Processo	Total	Evaporador	Processo	Total
Quente	1767	825	2592	1845	329	2174
Fria	1394	1675	3069	1549	1293	2842

CAPÍTULO 6 - ESTUDOS DE CASO

Nesta seção, serão analisados dois exemplos de aplicação da integração energética de sistemas de evaporação, ambos envolvendo processos de fabricação de açúcar, muito importante do ponto de vista econômico no Brasil. Primeiramente serão analisados dados publicados por KLEMES et al. (1998) para o processo de fabricação de açúcar a partir de beterraba. Em seguida, serão analisados dados publicados por ALVA (1998) para o processo da fabricação de açúcar a partir de cana-de-açúcar.

6.1 - Fabricação de açúcar de beterraba

O processo de fabricação de açúcar de beterraba, apesar de não ser comum no Brasil, será analisado neste trabalho de tese para que possa ser feita uma comparação entre a metodologia aqui proposta e a utilizada por KLEMES et al. (1998). Estes autores publicaram um estudo bastante profundo sobre a integração energética deste processo. No entanto, há uma diferença grande entre as metodologias utilizadas por eles e a aqui proposta. Neste estudo os autores incluem os efeitos de evaporação como correntes de processo comuns e aplicam o método "Problem Table" para determinar as metas de energia e o ponto pinch. No estudo deste processo será feita aqui uma análise baseada nos diagramas de posicionamento de evaporadores, propostos na seção 5 deste trabalho.

O processo de fabricação de açúcar de beterraba consiste basicamente na sua moagem, clarificação do caldo através do uso de gás sulfuroso, acerto do pH com solução de cal (calagem), e posterior concentração do caldo. Um diagrama de blocos deste processo é ilustrado na figura 6.1.

A concentração de açúcar é feita em um evaporador com quatro efeitos sem aproveitamento de condensados e alimentação frontal. Os efeitos operam com pressões de 240, 181, 113 e 65 kPa. Os dados sobre as utilidades estão dispostos a seguir:

- vapor saturado a 136°C;
- água de resfriamento a 15°C.

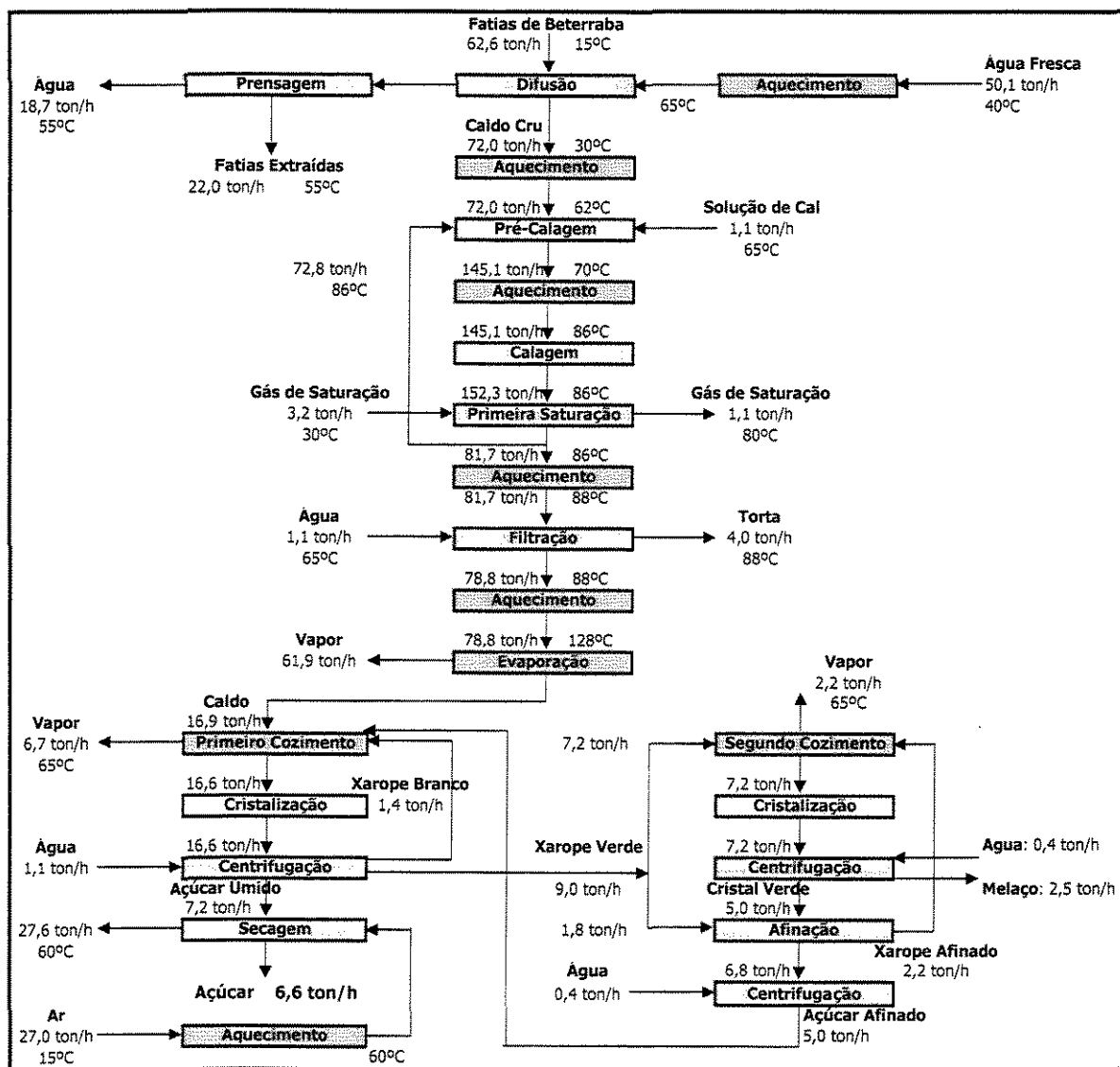


Figura 6.1 - Diagrama de blocos do processo de fabricação de açúcar de beterraba.

As tabelas 6.1 e 6.2 apresentam as correntes do processo estudado. Nestas tabelas não estão presentes as informações sobre o evaporador, que será analisado separadamente para posterior integração com o restante do processo através do algoritmo proposto neste trabalho.

Tabela 6.1 - Correntes frias do processo de fabricação de açúcar de beterraba.

Correntes	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	MCp (kW/°C)	Q (kW)
1 – Água fresca	40	65	58,2	1455,0
2A – Caldo cru	30	43	75,9	986,7
2B – Caldo cru	43	62	75,9	1442,1
2C – Caldo cru	70	82	153,1	1837,2
3A – Caldo calado	82	86	153,1	612,4
4 – Caldo filtrado	86	88	86,4	172,8
5A – Caldo saturado	88	91	83,8	251,4
5B – Caldo saturado	91	94	83,8	251,4
6A – Caldo fino	93	100	83,1	581,7
6B – Caldo fino	100	108	83,1	664,8
6C – Caldo fino	108	123	83,1	1246,5
7 – Cozimento	75	75	-	7716
8 – Ar	15	60	9,0	405

Tabela 6.2 - Correntes quentes do processo de fabricação de açúcar de beterraba.

Correntes	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	MCp(kW/°C)	Q (kW)
1 – Primeiro condensado	90	75	27,4	- 411,0
2 – Segundo condensado	90	72	65,3	- 1175,4
3 – Vapor do cozedor	65	65	-	- 7017,0

A figura 6.2 apresenta as curvas compostas traçadas a partir dos dados das tabelas 6.1 e 6.2. A figura 6.3 apresenta o diagrama de cascata. Estas curvas foram determinadas para uma diferença mínima de temperatura de 3°C, conforme publicado por KLEMES et al. (1998). Nesta condição, os valores de metas de consumo de utilidades quente e fria e a posição do ponto pinch são iguais a 11922,4 kW, 2902,8 kW e 63,5°C respectivamente.

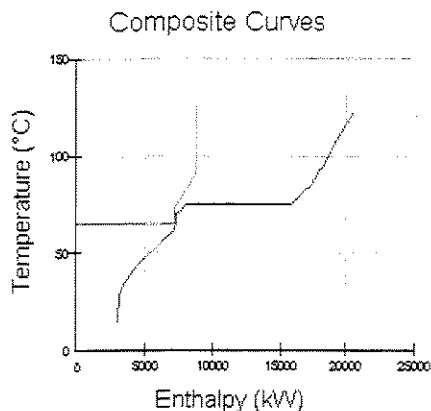


Figura 6.2 - Curvas compostas do processo de fabricação de açúcar de beterraba.

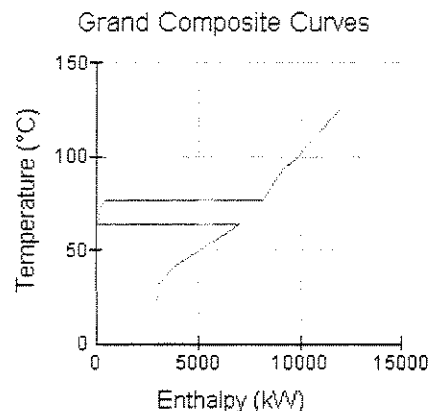


Figura 6.3 - Diagrama de cascata do processo de fabricação de açúcar de beterraba.

A figura 6.4 apresenta o esquema do evaporador de açúcar com quatro efeitos em sua configuração original simulado a partir dos dados descritos nesta seção. A corrente de alimentação possui vazão de 78800 kg/h e temperatura de 128°C. A quantidade de água evaporada é igual a 61900 kg/h. Para esta quantidade de água evaporada foram estimados os valores das concentrações inicial e final no evaporador como sendo respectivamente 0,1000 e 0,4661. A simulação do equipamento em regime estacionário resultou no consumo de vapor igual a 15475 kg/h (9191 kW).

A figura 6.5 mostra o diagrama de posicionamento de evaporadores sem a integração com o processo em questão. Como pode ser observado, todos os efeitos estão localizados acima do ponto pinch do processo. Por isto, a integração energética, segundo a metodologia aqui proposta somente pode ser feita então através de correntes de extração de vapor.

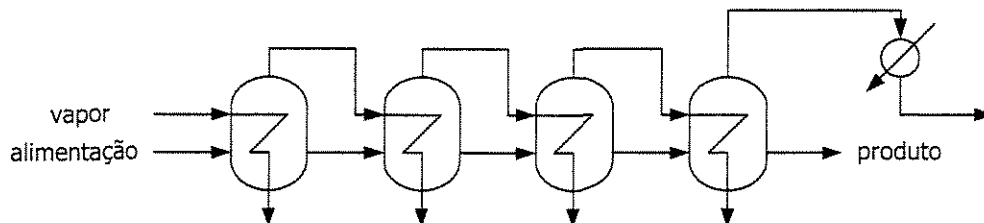


Figura 6.4 - Evaporador de açúcar de beterraba.

O algoritmo para a integração energética de sistemas de evaporação foi executado para vários valores de extração máxima de vapor dos efeitos. Os resultados desta otimização estão dispostos na tabela 6.3. Pode-se observar que o valor máximo de extração de vapor possível é de 9300 kg/h, devido ao fato de ser correspondente a máxima integração energética possível, igual ao valor calculado para a meta de consumo de utilidade quente. Para este valor, a economia de utilidade quente foi de 43,5% em comparação com o processo não integrado, valor 48% menor que o previsto por KLEMES et al. (1998). Os diagramas de posicionamento do evaporador integrado ao processo com algumas opções de vazão de extração de vapor estão apresentados nas figuras 6.6 a 6.8.

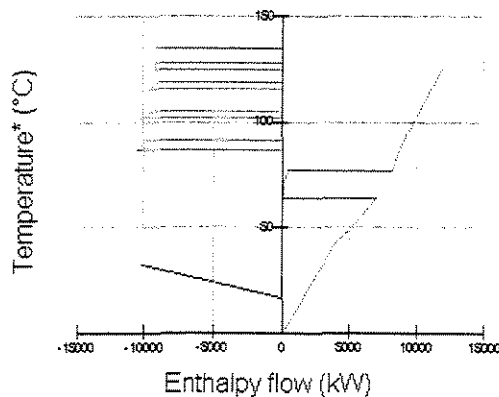


Figura 6.5 - Diagrama de posicionamento de evaporadores para o evaporador sem a integração com o processo.

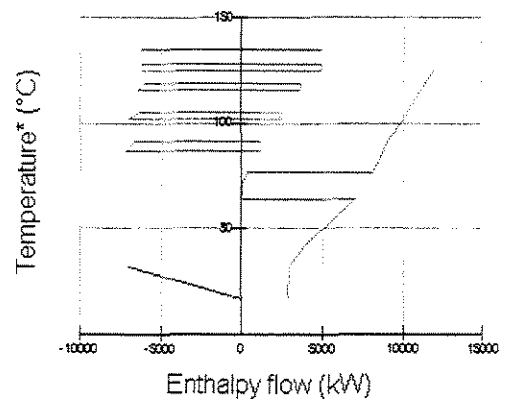


Figura 6.6 - Diagrama de posicionamento para o máximo de 2000 kg/h de vapor de extração por efeito.

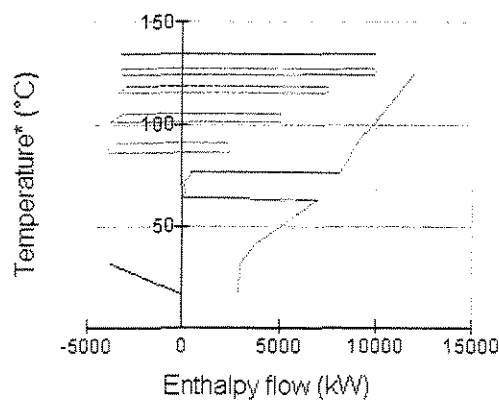


Figura 6.7 - Diagrama de posicionamento para o máximo de 4000 kg/h de vapor de extração por efeito.

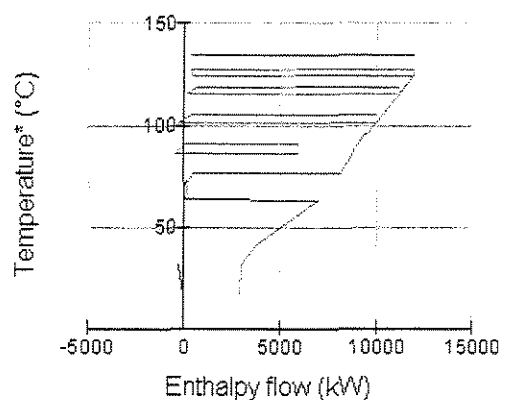


Figura 6.8 - Diagrama de posicionamento para o máximo de 9300 kg/h de vapor de extração por efeito.

Tabela 6.3 - Resultados da integração energética para o processo de fabricação de açúcar de beterraba.

	Consumo de utilidades (kW)							
	Quente				Fria			
	Evaporador	Processo	Total	Economia	Evaporador	Processo	Total	Economia
Sem integração	9.191	11.922	21.113	0,0%	10.133	2.903	13.036	0,0%
KLEMES et al (1998)			16.366	22,5%			7.015	46,2%
Extração máxima de 2000 kg/h	11.305	7.056	18.361	13,0%	6.933	2.903	9.836	24,5%
Extração máxima de 4000 kg/h	13.243	2.190	15.433	26,9%	3.733	2.903	6.636	49,1%
Extração máxima de 6000 kg/h	12.905	216	13.122	37,9%	1.321	2.903	4.224	67,6%
Extração máxima de 9300 kg/h	11.688	234	11.922	43,5%	241	2.903	3.144	75,9%

Como pode ser observado através da tabela 6.3, a metodologia proposta neste trabalho de tese promove uma maior integração entre o evaporador e o processo no qual se encontra inserido, já que foram obtidos melhores resultados para o consumo de energia no processo. No entanto, o sistema descrito tem seus efeitos de evaporação localizados todos acima do ponto pinch do processo. Com o objetivo de ilustrar a integração de efeitos localizados abaixo do ponto pinch, será feita uma análise do mesmo processo com o sistema de evaporação operando com menores valores de pressão. A comparação será feita novamente entre a metodologia aqui proposta e a utilizada por KLEMES et al. (1998).

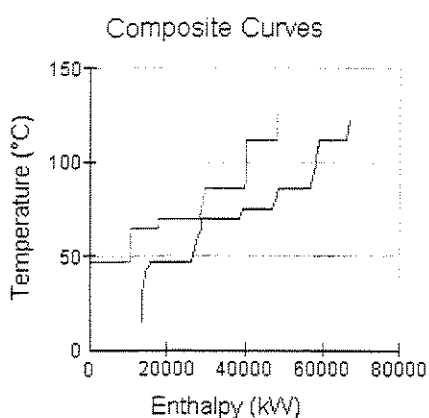
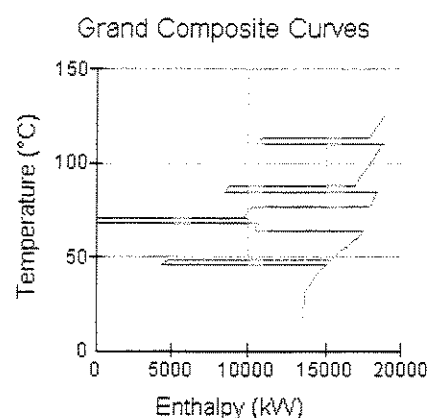
Para a localização do quarto efeito de evaporação abaixo do ponto pinch do processo, as pressões de operação utilizadas serão de 150, 60, 30 e 10 kPa. Nestas condições, o evaporador proposto consome 11775 kg/h de vapor a 136°C (6994 kW) e 649827 kg/h de água de resfriamento a 15°C (11328 kW).

Os dados até aqui utilizados como meio de comparação entre a metodologia proposta neste trabalho e a utilizada por KLEMES et. al. foram retirados diretamente do artigo publicado. Agora, para que as metodologias sejam comparadas os dois métodos terão que ser implementados. A análise deste sistema de evaporação será iniciada pela metodologia utilizada por KLEMES et. al. Estes autores incluem os efeitos de evaporação como correntes frias e as correntes de vapor vegetal como correntes quentes do processo. Deste modo, além do processo já descrito nas tabelas 6.1 e 6.2, serão adicionadas mais oito correntes, já que a evaporação acontece em quatro efeitos. Estas correntes estão descritas na tabela 6.4.

Após aplicação do algoritmo "Problem Table" nos dados expostos, pode-se concluir que as metas de utilidades segundo a metodologia utilizada por KLEMES et al. são 18768 kW e 13570 kW para utilidades quentes e frias respectivamente. As curvas compostas e o diagrama de cascata para esta situação estão dispostos nas figuras 6.9 e 6.10. Pode-se observar a formação de "envelopes", indicando a utilização do vapor vegetal de um efeito como meio de aquecimento para o seguinte. No entanto, este método não garante que pelo menos parte do vapor vegetal siga para o efeito seguinte, o que pode ocasionar a interrupção do fluxo de vapor, descaracterizando a evaporação em múltiplo – efeito.

Tabela 6.4 – Inclusão dos efeitos de evaporação como correntes de processo.

Correntes	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	Q (kW)
Efeito #1	111,5	111,5	6994
Efeito #2	86,1	86,1	8209
Efeito #3	69,5	69,5	9860
Efeito #4	46,9	46,9	10622
Vapor vegetal #1	111,5	111,5	8209
Vapor vegetal #2	86,1	86,1	9860
Vapor vegetal #3	69,5	69,5	10622
Vapor vegetal #4	46,9	46,9	10816

**Figura 6.9** - Curvas compostas para a integração energética através do método "Problem Table".**Figura 6.10** – Diagrama de cascata para a integração energética através do método "Problem Table".

Em seguida, foi executado o algoritmo de integração energética para a otimização das correntes de extração de vapor e dos trocadores de calor intermediários. Para este caso, houve extração de vapor nos três primeiros efeitos e um trocador de calor anterior ao quarto efeito. Os resultados para várias situações estão dispostos na tabela 6.5 e nas figuras 6.11 a 6.14.

Tabela 6.5 - Resultados da integração energética para o processo com menores pressões de operação dos efeitos de evaporação.

	Consumo de utilidades (kW)							
	Quente				Fria			
	Evaporador	Processo	Total	Economia	Evaporador	Processo	Total	Economia
Sem integração	6.994	11.922	18.916	0,0%	11.329	2.903	14.232	0,0%
"Problem table algorithm"			18.768	0,8%			13.570	4,7%
Extração máxima de 5.000 kg/h	11.229	5.469	16.698	11,7%	7.847	2.903	10.750	24,5%
Extração máxima de 5.000 kg/h Carga térmica do TCI de 1.000 KW	10.949	5.469	16.418	13,2%	8.572	1.903	10.475	26,4%
Extração máxima de 5.000 kg/h Carga térmica do TCI de 2.000 KW	10.671	5.469	16.140	14,7%	9.298	903	10.201	28,3%
Extração máxima de 10.000 kg/h Carga térmica do TCI de 2.000 KW	13.249	1.219	14.468	23,5%	7.421	903	8.324	41,5%
Extração máxima de 10.000 kg/h Carga térmica do TCI de 2.903 KW	12.999	1.219	14.218	24,8%	8.077	-	8.077	43,2%
Extração máxima de 15.000 kg/h Carga térmica do TCI de 2.903 KW	12.481	1.219	13.702	27,6%	7.570	-	7.570	46,8%

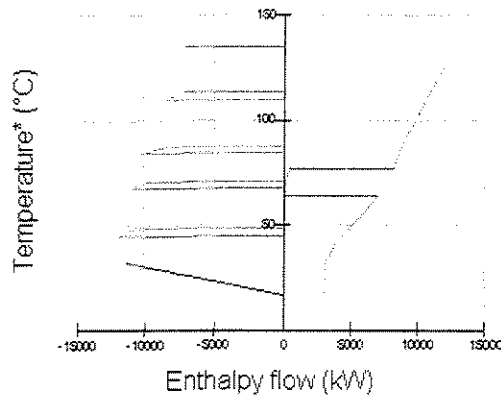


Figura 6.11 - Diagrama de posicionamento do evaporador sem a integração com o processo.

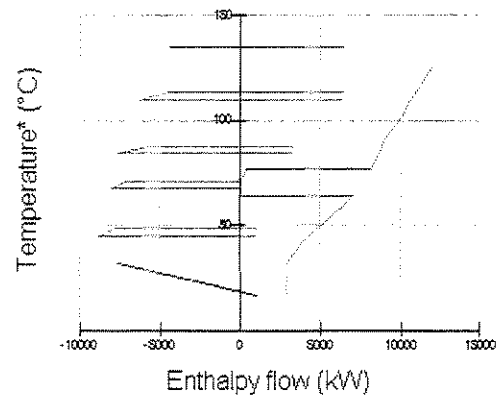


Figura 6.12 - Diagrama de posicionamento do evaporador com extração máxima de vapor de 5000 kg/h e carga térmica do trocador de 1000 kW.

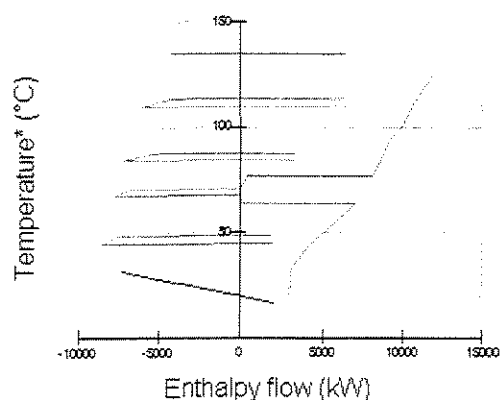


Figura 6.13 - Diagrama de posicionamento do evaporador com extração máxima de vapor de 5000 kg/h e carga térmica do trocador de calor de 2000 kW.

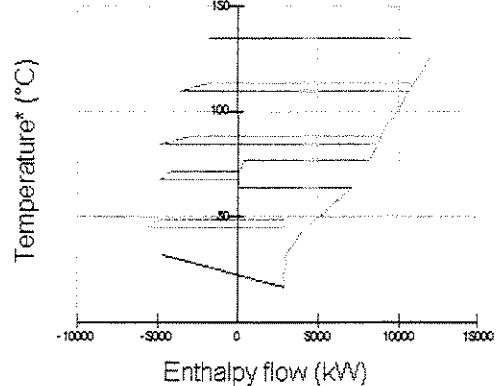


Figura 6.14 - Diagrama de posicionamento do evaporador com extração máxima de vapor de 13282 kg/h e carga térmica do trocador de calor de 2903 kW.

Novamente, pode-se observar que a metodologia proposta é muito adequada para a integração energética de sistemas de evaporação, localizados em qualquer faixa de temperatura. Para os efeitos com menores pressões de operação também houve uma redução significativa no consumo de utilidades do processo (27,6% para quente e 46,8 para fria). Por outro lado, apenas pode-se concluir que a metodologia é viável. A redução no consumo de energia é variável de acordo com cada processo e sistema de evaporação.

6.2 - Fabricação de açúcar de cana

Com o objetivo de se fazer um estudo sobre a integração energética de sistemas evaporação em um processo de fabricação de açúcar de cana, serão utilizados os dados publicados por ALVA (1998), referentes a um estudo feito nas Usinas Itamarati S/A. A planta possui capacidade de moagem de 4,5 Mt de cana-de-açúcar por ano, com produção de 250.000 t de açúcar e 53 milhões de litros de álcool por ano. Esta usina está entre as dez maiores produtoras de açúcar e álcool do Brasil.

O processo de fabricação de açúcar a partir de cana é bastante semelhante ao descrito na seção anterior para a fabricação de açúcar de beterraba. No entanto, a concentração do caldo nesta usina é feita em um evaporador com cinco efeitos, com pressões de operação de 200, 150, 100, 70 e 40 kPa. As utilidades utilizadas são vapor saturado a 136°C e água de resfriamento a 25°C. A tabela 6.6 apresenta as correntes do processo em questão.

Tabela 6.6 – Correntes do processo de fabricação de açúcar de cana.

Correntes	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	MCp (kW/°C)	Q (kW)
1 – Caldo cru	38	70	730,60	23379,2
2 – Caldo filtrado	55	105	112,03	5601,5
3 – Caldo fino	90	105	728,67	10930,1
4 – Caldo clarificado	95	115	613,27	12265,4
5 – Caldo filtrado	85	105	612,25	12245,0
6 – Caldo para álcool	95	110	515,19	7727,9
7 – Pré-evaporação (açúcar)	115	117,1	613,27	1287,9
8 – Pré-evaporação (álcool)	110	117,1	515,19	3657,8
9 – Vapor do cozedor	75	75	-	40020,0

As figuras 6.15 e 6.16 apresentam respectivamente as curvas compostas e o diagrama de cascata traçados a partir dos dados da tabela 6.6. Estas curvas foram determinadas para uma diferença mínima de temperatura de 10°C, conforme publicado por ALVA (1998). Nesta condição os valores de metas de consumo de utilidades quente e fria e a localização do ponto pinch são iguais a 56248,2 kW, 19173,5 kW e 70°C.

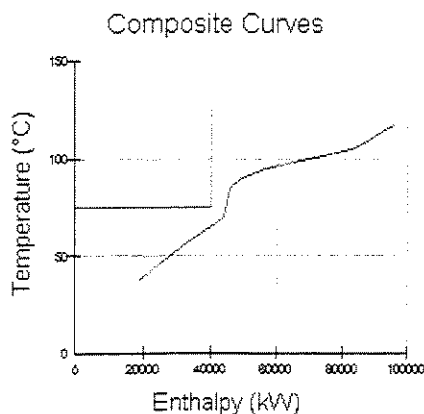


Figura 6.15 - Curvas compostas do processo de fabricação de açúcar de cana.

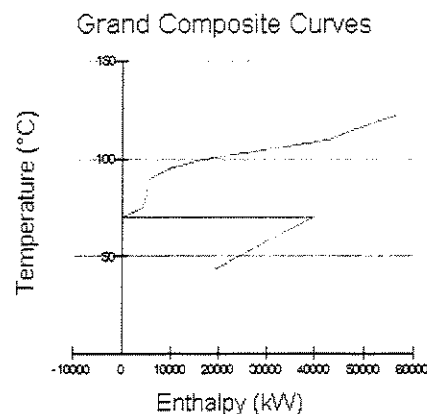


Figura 6.16 - Diagrama de cascata do processo de fabricação de açúcar de cana.

A corrente de alimentação do evaporador possui vazão de 162,67 kg/s, ou 585.612 kg/h, a temperatura de 117,1°C. Os valores de concentração inicial e final são respectivamente 0,1 e 0,6. Os resultados da simulação do evaporador em questão estão resumidos na tabela 6.7. A figura 6.17 apresenta o diagrama de posicionamento do evaporador sem a integração com o processo. Assim como no caso da fabricação de açúcar de beterraba, todos os efeitos estão localizados acima do ponto pinch do processo. Desta forma, será feita integração energética deste sistema de evaporação com o processo através de correntes de extração de vapor.

Como o escopo deste trabalho de tese envolve principalmente a integração energética de sistemas de evaporação que estejam localizados abaixo do ponto pinch, será analisado mais a frente também o mesmo processo com os efeitos de evaporação operando com valores menores de pressão, assim como feito para o processo de fabricação de açúcar de beterraba.

Tabela 6.7 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação de açúcar de cana e do processo sem integração energética.

Efeito	Pressão (kPa)	Temperatura (°C)	Composição		Água Evaporada (kg/h)
			Inicial	Final	
#1	200	120,35	0,1000	0,1185	91.351,45
#2	150	111,57	0,1185	0,1468	95.215,32
#3	100	99,95	0,1468	0,1954	99.374,17
#4	70	90,54	0,1954	0,2945	100.818,54
#5	40	78,76	0,2945	0,6000	101.296,99
Água Evaporada Total (kg/h)					488.010,00
Consumo de Vapor					100.346 kg/h 59.580 kW
Água de Resfriamento					3.765.502 kg/h 65.645 kW
Consumo de utilidades pelo processo					
Quente					56.248 kW
Fria					19.173 kW
Consumo de utilidades total					
Quente					115.828 kW
Fria					84.818 kW

Para a integração do evaporador em questão com o processo, foi então executado o algoritmo que otimiza as correntes de extração de vapor. O diagrama de posicionamento do evaporador na sua máxima integração energética é apresentado na figura 6.18.

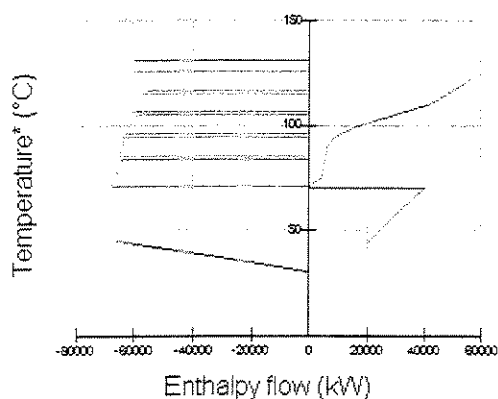


Figura 6.17 - Diagrama de posicionamento do evaporador para o processo de açúcar de cana sem a integração energética.

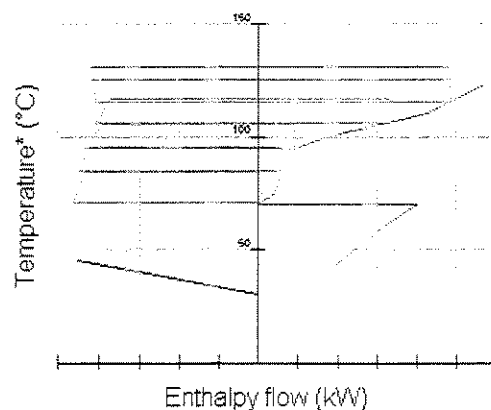


Figura 6.18 - Diagrama de posicionamento do evaporador para o processo de açúcar de cana com a integração energética dos efeitos acima do ponto pinch.

A tabela 6.8 mostra uma comparação do consumo de utilidades entre os processos não-integrado e integrado. Os resultados mais detalhados sobre a integração energética do sistema de evaporação do processo de fabricação de açúcar exposto estão dispostos na tabela 6.9. Observa-se a economia de 15,1% de vapor de aquecimento e 24,2% de água de resfriamento na comparação dos processos. Isto mostra que a metodologia aqui proposta é bastante viável para a integração energética deste processo.

Tabela 6.8 - Comparação entre os consumos de utilidades do evaporador de açúcar de cana integrado e não integrado com o processo.

Utilidade (kW)	Sistema de evaporação					
	Não integrado ao processo			Integrado ao processo		
	Evaporador	Processo	Total	Evaporador	Processo	Total
Quente	59.580	56.248	115.828	90.578	7.721	98.299
Fria	65.645	19.173	84.818	45.123	19.173	64.296

Tabela 6.9 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação de açúcar de cana e do processo com integração energética dos efeitos acima do ponto pinch.

Efeito	Pressão (kPa)	Temperatura (°C)	Composição		Água Evaporada (kg/h)
			Inicial	Final	
#1	200	120,35	0,1000	0,1316	140.607,08
#2	150	111,57	0,1316	0,1788	117.463,73
#3	100	99,95	0,1788	0,2386	82.065,65
#4	70	90,54	0,2386	0,3479	77.137,50
#5	40	78,76	0,3479	0,6000	70.737,71
Água Evaporada Total (kg/h)					488.010,00
Consumo de Vapor					152.553 kg/h 90.578 kW
Água de Resfriamento					2.588.339 kg/h 45.123 kW
Consumo de utilidades pelo processo					
Quente					7.721 kW
Fria					19.173 kW
Consumo de utilidades total					
Quente					98.299 kW
Fria					64.296 kW

Para que seja feito o estudo sobre a integração energética de sistemas de evaporação que tenha efeitos localizados abaixo do ponto pinch do processo, será analisado então o mesmo processo. Porém, as pressões de operação dos efeitos serão diminuídas. Desta forma, o quinto efeito será localizado abaixo do ponto pinch, permitindo sua integração através do uso de um trocador de calor intermediário. A tabela 6.10 mostra as características deste evaporador. As metas de energia do processo continuam as

mesmas, pois o processo analisado é o mesmo. A figura 6.19 apresenta diagrama de posicionamento de evaporadores, ainda sem integração energética, mostrando a localização do quinto efeito abaixo do ponto pinch do processo.

Tabela 6.10 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação de açúcar de cana e do processo sem integração energética com o quinto efeito localizado abaixo do ponto pinch.

Efeito	Pressão (kPa)	Temperatura (°C)	Composição		Água Evaporada (kg/h)
			Inicial	Final	
#1	116	103,94	0,1000	0,1181	89.762,95
#2	80	93,76	0,1181	0,1462	95.278,89
#3	54	83,55	0,1462	0,1943	99.183,18
#4	35	73,22	0,1943	0,2930	101.507,51
#5	20	62,65	0,2930	0,6000	102.213,59
Água Evaporada Total (kg/h)					488.010,00
Consumo de Vapor					82.144 kg/h
					48.773 kW
Água de Resfriamento					3.920.789 kg/h
					68.352 kW

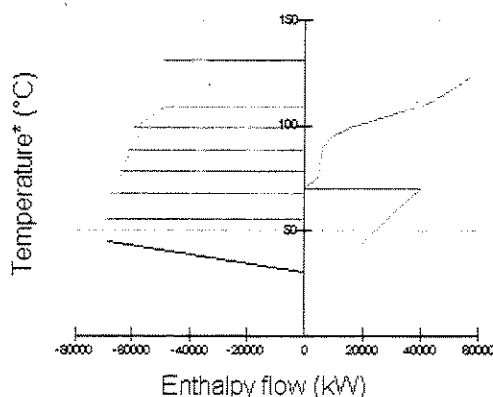


Figura 6.19 - Diagrama de posicionamento do evaporador com o quinto efeito localizado abaixo do ponto pinch sem integração energética.

Para a integração energética do sistema de evaporação proposto (figura 6.20) com o processo em questão, o algoritmo de otimização das correntes de extração de vapor e trocadores de calor intermediários foi executado. A figura 6.21 apresenta o diagrama de posicionamento do evaporador integrado com o processo. Pode-se observar que há extração de vapor nos três primeiros efeitos e um trocador de calor localizado antes do quinto efeito seguindo o fluxo de vapor. Para este caso há uma economia de 8,4% de vapor de aquecimento (utilidade quente) e 9,8% de água de resfriamento (utilidade fria), como pode ser observado na tabela 6.11. Já a tabela 6.12 apresenta detalhadamente os resultados da simulação e integração energética deste evaporador com o processo. Mais uma vez, pode-se concluir que a metodologia proposta neste trabalho é viável, tendo em vista a economia de energia em processos que contém sistemas de evaporação.

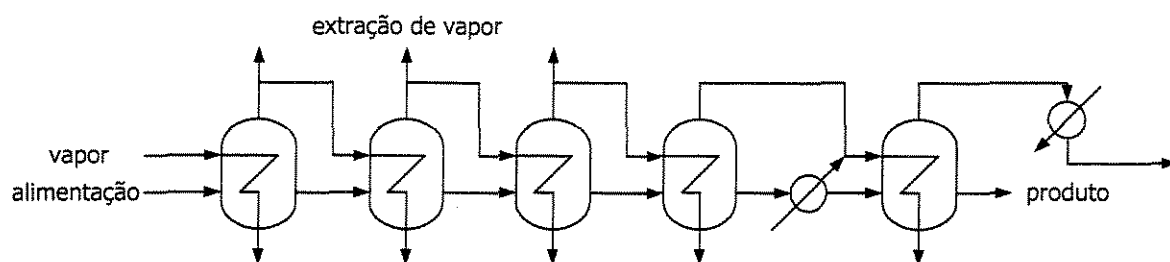


Figura 6.20 - Sistema de evaporação proposto para integração energética.

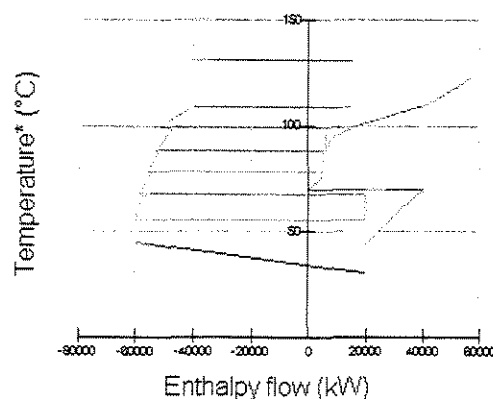


Figura 6.21 - Diagrama de posicionamento do evaporador com o quinto efeito localizado abaixo do ponto pinch com integração energética.

Tabela 6.11 - Comparação entre os consumos de utilidades do evaporador de açúcar de cana com efeito localizado abaixo do ponto pinch integrado e não integrado com o processo.

Utilidade (kW)	Sistema de evaporação					
	Não integrado ao processo			Integrado ao processo		
	Evaporador	Processo	Total	Evaporador	Processo	Total
Quente	48.773	56.248	105.021	54.982	41.258	96.240
Fria	68.352	19.173	87.525	78.962	-	78.962

Tabela 6.12 - Resultados detalhados da simulação do sistema de evaporação de açúcar de cana e do processo com integração energética dos efeitos acima do ponto pinch.

Efeito	Pressão (kPa)	Temperatura (°C)	Composição		Água Evaporada (kg/h)
			Inicial	Final	
#1	116	103,94	0,1000	0,1205	99.471,20
#2	80	93,76	0,1205	0,1479	90.135,24
#3	54	83,55	0,1479	0,1929	92.347,27
#4	35	73,22	0,1929	0,2715	87.979,54
#5	20	62,65	0,2715	0,6000	118.078,19
Água Evaporada Total (kg/h)					488.010,00
Consumo de Vapor			92.602 kg/h		54.982 kW
Água de Resfriamento			4.529.357 kg/h		78.962 kW
Consumo de utilidades pelo processo					
Quente					41.258 kW
Fria					0 kW
Consumo de utilidades total					
Quente					96.240 kW
Fria					78.962 kW

Com o objetivo de se mostrar como a integração energética deste sistema de evaporação acontece na prática será projetada a rede de trocadores de calor resultante. A descrição de cada trocador está apresentada na tabela 6.13, e um esquema que represente a rede está no anexo deste trabalho.

Tabela 6.13 - Descrição da rede dos trocadores de calor para o sistema de evaporação integrado com o processo.

Trocador	Corrente quente			Corrente fria			
	Nome	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	Nome	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	Q (kW)
#1	9	75	75	Troc. Calor interm.	62,6	62,6	19.174
#2	9	75	75	1	38	65	19.726
#3	9	75	75	2	55	65	1.120
#4	Extração efeito 1	83,5	83,5	1	65	70	3.653
#5	Extração efeito 1	83,5	83,5	2	65	73,2	921
#6	Extração efeito 2	93,8	93,8	2	73,2	83,5	1.156
#7	Extração efeito 3	103,9	103,9	5	85	93,9	5.449
#8	Extração efeito 3	103,9	103,9	3	90	93,9	2.842
#9	Extração efeito 3	103,9	103,9	2	83,5	92,2	969
#10	Vapor de aquecimento	136	136	2	92,2	105	1.435
#11	Vapor de aquecimento	136	136	3	93,9	105	8.088
#12	Vapor de aquecimento	136	136	4	95	115	12.265
#13	Vapor de aquecimento	136	136	5	93,9	105	6.796
#14	Vapor de aquecimento	136	136	6	95	110	7.728
#15	Vapor de aquecimento	136	136	7	115	117,7	1.288
#16	Vapor de aquecimento	136	136	8	110	117,7	3.658

6.3 - Comentários finais

Conclui-se pelo que foi exposto nesta seção, que a integração de um sistema de evaporação localizado em qualquer faixa de temperatura com um processo químico é alternativa viável para economia de energia. Foram feitos dois estudos de caso, com os processos de fabricação de açúcar de beterraba e cana. Para os dois processos foram obtidos bons resultados de economia de energia devido a integração de seus sistemas de evaporação com o processo. Em destaque, foi proposto e implementado um algoritmo para a integração de sistemas de evaporação que possuam efeitos localizados abaixo do ponto pinch. Este algoritmo se mostrou uma ferramenta muito útil, que aliada a um algoritmo para a integração de efeitos localizados acima do ponto pinch, é capaz de otimizar evaporadores de forma clara e objetiva.

CAPÍTULO 7 - CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Neste trabalho, foi apresentada uma ferramenta computacional, de fácil utilização, que pode ser utilizada na simulação de sistemas de evaporação com uma grande variedade de possíveis estruturas e arranjos de alimentação.

Foi proposta uma representação gráfica do tipo temperatura – entalpia de trocadores de calor intermediários em sistemas de evaporação, que foi a base para o estudo da integração energética de sistemas de evaporação com efeitos localizados abaixo do ponto pinch. Estes trocadores de calor permitem que o sistema de evaporação receba calor do processo, o que somente pode ocorrer abaixo do ponto pinch.

O projeto de um evaporador não pode ser feito de forma isolada do processo onde se encontra inserido. Dentro deste princípio, foi desenvolvido um algoritmo, baseado nas regras da Análise Pinch, capaz de otimizar a carga térmica de trocadores de calor intermediários para se efetuar a integração energética deste equipamento com o processo.

Dois estudos de caso mostraram que a metodologia desenvolvida neste trabalho de tese é uma alternativa bastante viável para a economia de energia em processos que contenham sistemas de evaporação. Também foi projetada a rede de trocadores de calor resultante da integração energética do sistema de evaporação para o caso da fabricação de açúcar de cana.

Como sugestões para a continuidade deste trabalho, pode-se citar:

- otimização da rede de trocadores de calor resultante da integração energética entre o evaporador e o processo através da análise do compromisso econômico entre as diferenças de temperatura da rede e entre os efeitos de evaporação;
- comparação dos critérios de projeto de evaporadores múltiplo-efeito: diferença de temperatura igual ou área de troca térmica igual entre os

efeitos, incluindo a análise da influência dos valores dos coeficientes globais de transferência de calor;

- aprimoramento do algoritmo de otimização de correntes de extração de trocadores de calor intermediários, que permita a integração de mais de um evaporador com um dado processo;
- desenvolvimento de metodologia para o "retrofit" de sistemas de evaporação, que leve em consideração a área de um equipamento já existente;
- estudo das possibilidades de integração energética de sistemas de evaporação com aquecimento externo;
- estudo das possibilidades de integração energética de sistemas de evaporação em batelada;
- aplicação da Análise Pinch no processo de fabricação de açúcar e álcool, desde a geração de energia (calor e potência) até a sua utilização, principalmente nos processos de evaporação de açúcar e destilação de álcool.

BIBLIOGRAFIA

ALVA, A., Case studies – Presentation about some successful applications, *Forum for Process Integration Technology (Anais)*, Rio de Janeiro, 1998.

AXELSSON, H., ASBLAD, A., BERNTSSON, T., A new methodology for greenhouse gas reduction in industry improved heat exchanging and/or integration of combined heat and power, *Applied Thermal Engineering*, vol. 19, p. 707-731, 1999.

BENJAMIN, C., O porquê do apagão, *Revista Caros Amigos*, Editora Casa Amarela, São Paulo, Junho, 2001.

BERGLIN, N., BERNTSSON, T., CHP in the pulp industry black liquor gaseification: thermodynamic analysis, *Applied Thermal Engineering*, vol. 18, p. 947-961, 1998.

CARVALHO, J. F., Possibilidades imediatas para as energias renováveis, *Brasil Energia*, nº 247, junho, 2001.

CENTRO DE TECNOLOGIA COPERSUCAR (COOPERATIVA DOS PRODUTORES DE CANA, AÇÚCAR E ÁLCOOL DO ESTADO DE SÃO PAULO), *V Seminário de Tecnologia Industrial*, Piracicaba, 1993.

DHOLE, V. R., LINNHOFF, B., Distillation column targets, *Computers and Chemical Engineering*, vol. 17, nº 5/6, p. 549-560, 1993.

DINNAGE, D. F., How to design for economic evaporation, *Food Engineering*, December, p. 51-54, 1975.

DURAND, A. A., A shortcut for designing evaporators, *Chemical Engineering*, January, p. 123-126, 1996.

EVANS, L., Process modeling: what lies ahead, *Chemical Engineering Progress*, October, 1990.

FELLOWS, P. J., *Food processing technology – principles and practice*, Ellis Horwood Limited, Nova York, 1988.

FICARELLA, A., LAFORGIA, D., Energy conservation in alcohol distillery with the application of pinch technology, *Energy Conversion and Management*, vol. 40, p. 1495-1514, 1999.

GHOSH, A., RIO, R., Programming with modules, *Chemical Engineering*, June, p. 82-93, 1991.

GOMEZ, E. O., *Projeto, construção e avaliação preliminar de um reator de leito fluidizado para gaseificação de bagaço de cana de açúcar*. Campinas: Faculdade de Engenharia Agrícola, Universidade Estadual de Campinas, Dissertação de Mestrado, 178 p., 1996.

HEWITT, G. F., *Process heat transfer*, Boca Raton, CRC Press, 1040 p., 1994.

HUI, C. W., AHMAD, S., Total site heat integration using the utility system, *Computers and Chemical Engineering*, vol. 18, nº 8, p. 729-742, 1994.

JAMSA, K., KLANDER, L., *Programação em C/C++ - A Bíblia*, MAKRON Books, São Paulo, 1012 p., 1999.

KEMP, I. C., Analysis of separation systems by process integration, *Journal of Separation Process Technology*, nº 7, p. 9-23, 1986.

KERN, D. Q., *Processos de transmissão de calor*, Rio de Janeiro, Guanabara Dois, 671 p., 1987.

KING, C. J., *Separations processes*, 2nd edition, Nova York, McGraw Hill Book Company, 809 p., 1971.

KLEMES, J., KIMENOV, G., NENOV, N., NEDANOVA, A., Application of process integration in food industry, *13th International Congress of Chemical and Process Engineering – CHISA'98 (Anais)*, Praga, 1998.

KRUSE, R. L., LEUNG, B. P., TONDO, C. L., *Data structures and program design in C*, Prentice-Hall, 1991.

LADD, S. R., *C++: techniques end applications*, M&T Publusing, 1990

LEAL, D., FRIEDMAN, P., VALDÉZ, A., Multiple effect evaporation with vapour bleeding in the cane sugar industry, *International Sugar Journal*, vol. 88, nº 1055, p. 205-207, 1986.

LIEBMANN, K., DHOLE, V. R., JOBSON, M., Integrated design of a conventional crude oil distillation tower using pinch analysis, *Trans IChemE*, part A, vol. 76, p. 335-347, 1998.

LINNHOFF, B. DHOLE, V. R., Shaft work targets for low temperature process design, *Chemical Engineering Science*, vol. 47, nº 8, p. 2081-2091, 1992.

LINNHOFF, B. DUNFORD, H., SMITH, R., Heat integration of distillation columns into overall processes, *Chemical Engineering Science*, vol. 38, nº 8, p. 1175-1188, 1983.

LINNHOFF, B., DHOLE, V. R., Targeting for CO₂ emissions for total sites, *Chemical Engineering and Technology*, vol. 16, p. 252-259, 1993.

LINNHOFF, B., EASTWOOD, A. R., Overall site optimization by pinch technology, *Trans IChemE*, part A, vol. 65, p. S138-S144, 1987.

LINNHOFF, B., FLOWER, J. R., Synthesis of heat exchanger networks: I. Systematic generation of energy optimal networks, *AIChE Journal*, vol. 24, nº 4, July, p. 633-642, 1978.

LINNHOFF, B., FLOWER, J. R., Synthesis of heat exchanger networks: I. Evolutionary generation of networks with various criteria of optimality, *AIChE Journal*, vol. 24, nº 4, July, p. 643-654, 1978.

LINNHOFF, B., Pinch analysis – a state of art overview, *Trans IChemE*, part A, vol. 71, p. 503-522, 1993.

LINNHOFF, B., TOWNSEND, D. W., BOLAND, D., HEWITT, G. F., THOMAS, B. E. A., GUY, A. R., MARSLAND, R. H., *User guide on process integration for the efficient use of energy*, The Institution of Chemical Engineers, Rugby, 1982.

LINNHOFF, B., Use pinch analysis to knock down capital costs and emissions, *Chemical Engineering Progress*, August, p. 32-57, 1994.

MACEK, S. J., Putting a lid on evaporation costs, *Chemical Engineering*, December, p. 139-143, 1992.

MCCABE, W. L., SMITH, J. C., HARRIOTT, P., *Unit operations of chemical engineering*, 4th edition, Nova York, McGraw-Hill Book Company, 960 p., 1985.

McDONALD, E., KEMP, I. C., Process integration gives new insights on evaporators, *Process Engineering*, November, p. 25-26, 1986.

MEHRA, D. K., Selecting Evaporators, *Chemical Engineering*, February, p. 56-72, 1986.

MORGAN, S., Use of process integration to improve process designs and the design process, *Chemical Engineering Progress*, vol. 88, nº 9, p. 62-68, 1992.

NAJJAR, Y. S. H., Efficient use of energy by utilizing gas turbine combined systems, *Applied Thermal Engineering*, vol. 21, p. 407-438, 2001.

PETERS, M. S., TIMMERHAUS, K. D., *Plant design and economics for chemical engineers*, 4th edition, Nova York, McGraw Hill, 1991.

PILAVACHI, P. A., Power generation with gas turbine and combined heat and power, *Applied Thermal Engineering*, vol. 20, p. 1421-1429, 2000.

POLLEY, G. T., PANJEH SHAHI, M. H., JEGEDE, F. O., Pressure drop considerations in the retrofit of heat exchanger networks, *Trans IChemE*, part A, vol. 68, p. 211-220, 1990.

RINE, D. C., BHARGAWA, B., Object-oriented computing, *ICEE Computer*, October, p. 6-10, 1992.

RIVERA-ORTEGA, P., PICÓN-NUÑEZ, M., TORRES-REYES, E., GALLEGOS-MUÑOZ, A., Thermal integration of heat pumping systems in distillation columns, *Applied Thermal Engineering*, vol. 19, p. 819-829, 1999.

RUDD, D. F., POWERS, D. F., SIIROLA, J. J., *Process synthesis*, Nova Jersey, Prentice-Hall Inc., 1973.

SHILDT, H., *Advanced Turbo C*, McGraw Hill, Nova York, 1987.

SHILDT, H., *Turbo C – the complete reference*, McGraw Hill, Nova York, 1987.

SILVA, M. L., ZEMP, R. J., Retrofit of pressure drop constrained heat exchanger networks, *Applied Thermal Engineering*, vol. 20, p. 1469-1480, 2000.

SMITH, R., JONES, P. S., The optimal design of integrated evaporation systems, *Heat recovery systems & CHP*, vol. 10, nº 4, p. 341-368, 1990.

SMITH, R., LINNHOFF, B., The design of separators in the context of overall processes, *Trans IChemE*, part A, vol. 66, p. 195-228, 1988.

TOWNSEND, D. W., LINNHOFF, B., Heat and power networks in process design, part I: Criteria for placement of heat engines and heat pumps in process networks, *AIChE Journal*, vol. 29, nº 5, p. 742-748, 1983.

TOWNSEND, D. W., LINNHOFF, B., Heat and power networks in process design, part II: Design procedure for equipment selection and process matching, *AIChE Journal*, vol. 29, nº 5, p. 748-771, 1983.

WANG, Y. P., SMITH, R., Time pinch analysis, *Trans IChemE*, part A, vol. 73, p. 905-914, 1995.

WANG, Y. P., SMITH, R., Wastewater minimization with flowrate constraints, *Trans IChemE*, part A, vol. 73, p. 889-904, 1995.

WESTPHALEN, D. L., *Modelagem, simulação e otimização de sistemas de evaporação*, Campinas: Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Tese de Doutorado, 228 p., 1999.

WESTPHALEN, D. L., WOLF MACIEL, M. R., Optimization of bleed streams in evaporation systems based on pinch analysis: new approach, *European Symposium on Computer Aided Process Engineering – 10 (Anais)*, p. 997-1002, 2000.

WESTPHALEN, D. L., WOLF MACIEL, M. R., Pinch analysis based on rigorous physical properties, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, vol. 16, nº 3, p. 279-284, 1999.

WESTPHALEN, D. L., WOLF MACIEL, M. R., Special data structures in evaporator modeling, *12th International Congress of Chemical and Process Engineering – CHISA'96 (Anais)*, Praga, 1996.

WORRALL, G. F. P., Mechanical vapour recompression conserves energy in citrus juice concentration, *Food Technology*, May, p. 234-238, 1982.

ZHAO, X. G., O'NEILL, B. K., ROACH, J. R., WOOD, R. M., Heat integration for batch processes, Part I: Process scheduling based on cascade analysis, Part II: Heat exchanger network design, *Trans IChemE*, part A, vol. 76, p. 685-710, 1998.

ZHU, F. X. X., VAIDEESWARAN, L., Recent research development of process integration in analysis and optimization of energy systems, *Applied Thermal Engineering*, vol. 20, p. 1381-1392, 2000.

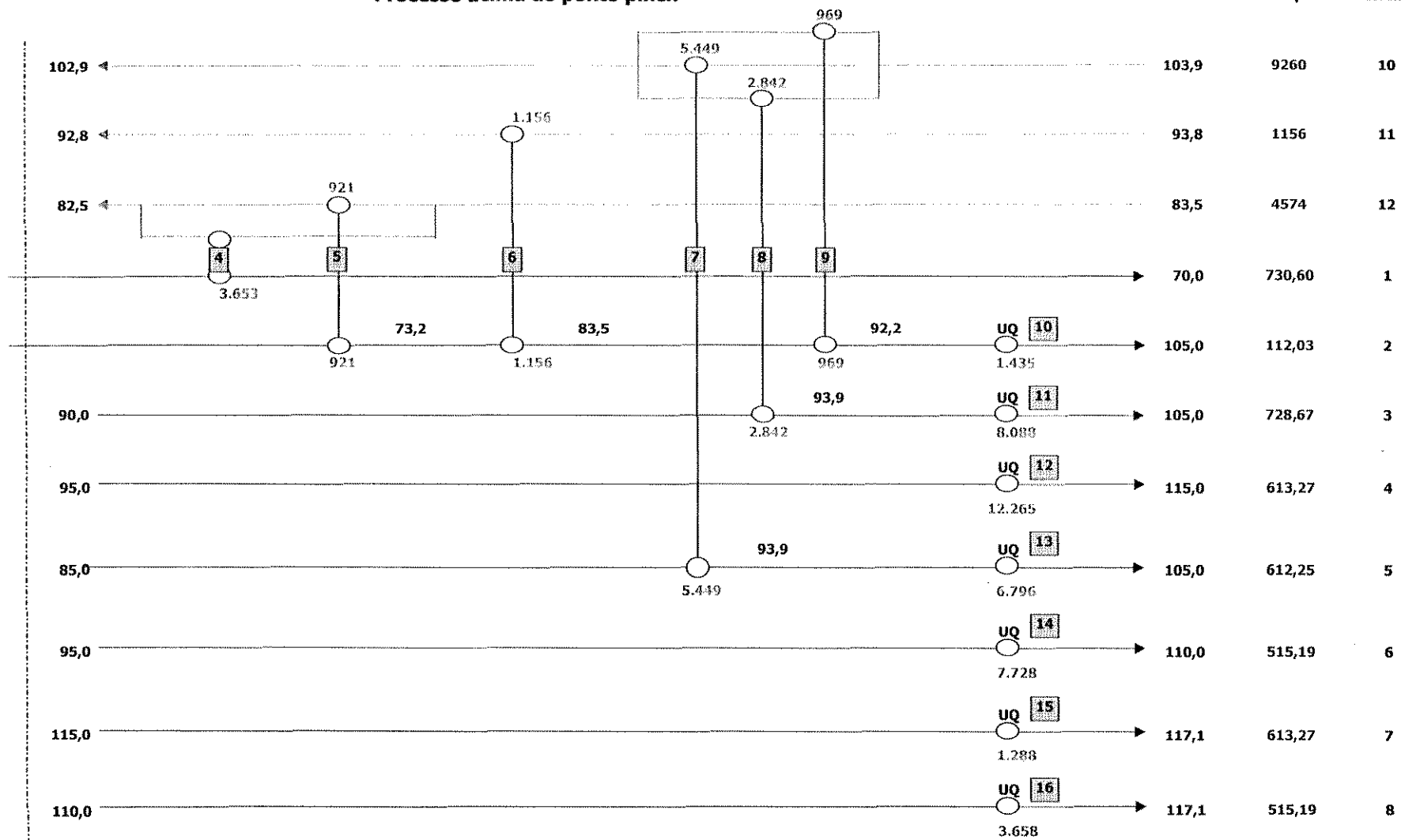
ANEXO

Em anexo a este trabalho de tese se encontra o projeto da rede de trocadores de calor resultante da integração energética entre o sistema de evaporação e o processo de fabricação de açúcar de cana, a partir de dados publicados por ALVA (1998), através da aplicação da metodologia aqui proposta.

Processo acima do ponto pinch

MCp

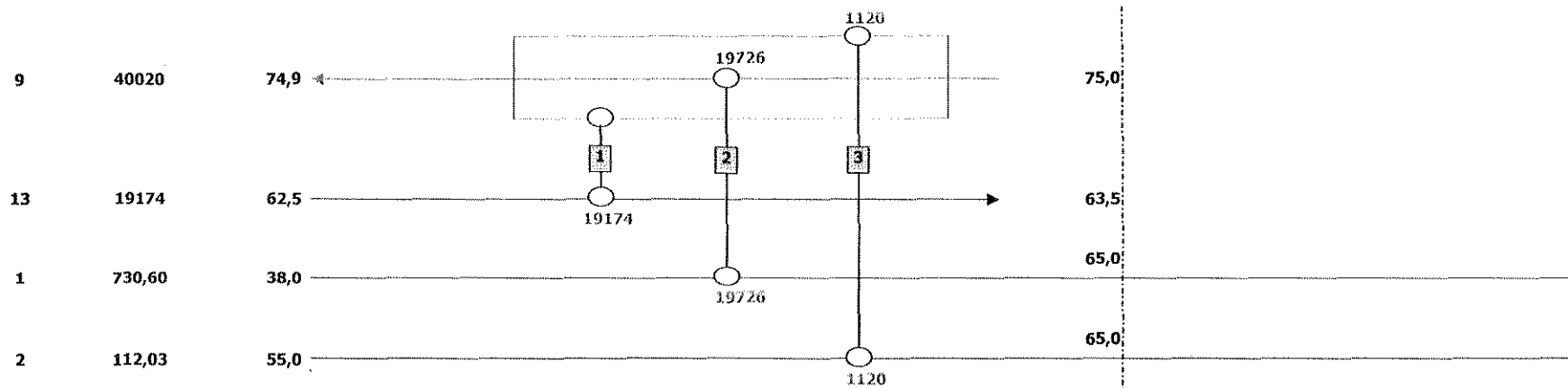
Corrente



41.258 Consumo de utilidades quentes

Corrente MCp

Processo abaixo do ponto pinch



Legenda:

- Temperaturas
- MCp's
- Cargas térmicas dos trocadores de calor

Divisão do processo
Ponto Pinch (70°C)